



**VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ**

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

**FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ**

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

**ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ**

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

**STUDIE POTENCIÁLU INTENZIFIKACE PŘENOSU TEPLA  
VE VÝROBNÍM PROCESU**

STUDY OF POTENTIAL OF HEAT TRANSFER ENHANCEMENT IN PROCESS PLANT

**DIPLOMOVÁ PRÁCE**

MASTER'S THESIS

**AUTOR PRÁCE**

AUTHOR

**Bc. Zbyněk Němeček**

**VEDOUCÍ PRÁCE**

SUPERVISOR

**doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.**

**BRNO 2017**



# Zadání diplomové práce

Ústav: Ústav procesního inženýrství  
Student: **Bc. Zbyněk Němeček**  
Studijní program: Strojní inženýrství  
Studijní obor: Procesní inženýrství  
Vedoucí práce: **doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.**  
Akademický rok: 2016/17

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

## Studie potenciálu intenzifikace přenosu tepla ve výrobním procesu

### Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Práce je zaměřena na seznámení se a praktické aplikování současných možností intenzifikovaného přenosu tepla v konkrétním výrobním procesu. Účelem je identifikovat potenciál úspor energie v předmětném výrobním procesu při využití současných reálných možností intenzifikace přenosu tepla.

### Cíle diplomové práce:

- (1) Seznámit se s předmětným výrobním procesem a provést jeho simulaci v profesionálním výpočtovém softwaru.
- (2) Seznámit se s moderními a účinnými technikami a postupy pro analýzu nasazení intenzifikace přenosu tepla u trubkových výměníků tepla pro identifikaci potenciálu úspor energie.
- (3) Identifikovat a aplikovat nejvhodnější opatření pro intenzifikaci přenosu tepla u procesních trubkových výměníků tepla užitých v předmětném výrobním procesu.
- (4) Provést zhodnocení obdržených výsledků a diskusi vlastností použitých postupů řešení a souvisejících aspektů.

### Seznam literatury:

VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen Ed., VDI Heat Atlas, Second Edition, Springer-Verlag Berlin Heidelberg 2010.

ZHU X. X., ZANFIR M., KLEMES J.: Heat Transfer Enhancement for Heat Exchanger Network Retrofit, Heat Transfer Engineering, 21, pp. 7-18, 2000.

AKPOMIEMIE M. O. and SMITH R.: Retrofit of Heat Exchanger Networks with Heat Transfer Enhancement Based on an Area Ratio Approach, Applied Energy, 165, pp. 22–35, 2016.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2016/17

V Brně, dne

L. S.

---

prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.  
ředitel ústavu

---

doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.  
děkan fakulty

## **Abstrakt**

Tato diplomová práce je studií potenciálu intenzifikace přenosu tepla v procesu hydrogenační rafinace oleje. Za použití softwarových nástrojů je provedena simulace zmíněného procesu a tepelně-hydraulická analýza výměníkové sítě. Na základě získaných hodnot a výsledků optimalizační studie je do procesu umístěn nový výměník tepla, jehož parametry jsou předmětem dalších výpočtů. Cílem je prostudovat možnosti intenzifikace přenosu tepla pro nově použitý výměník a diskutovat aspekty spojené s použitím vybraných softwarů.

## **Summary**

This diploma thesis is a study of the potential of heat transfer enhancement in the process of hydrogenation refining of oil. The simulation of the process and the heat-hydraulic analysis of the heat exchanger network are performed using the software tools. Based on the obtained results and the results of the optimization study, a new heat exchanger is placed in the process and its parameters are subject to further calculations. The aim is to study the possibilities of heat transfer enhancement for the newly used heat exchanger and to discuss aspects connected with the use of selected software.

## **Klíčová slova**

Hydrogenační rafinace, intenzifikace, přenos tepla, CHEMCAD, HTRI.

## **Keywords**

Hydrogenation refining, enhancement, heat transfer, CHEMCAD, HTRI.

NĚMEČEK, Z. *Studie potenciálu intenzifikace přenosu tepla ve výrobním procesu*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 109 s. Vedoucí doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.



Prohlašuji, že tato práce je mým původním dílem. Tuto diplomovou práci jsem zpracoval samostatně pod vedením doc. Ing. Zdeňka Jegly, Ph.D. a za využití zdrojů uvedených v seznamu.

Bc. Zbyněk Němeček





Děkuji panu doc. Ing. Zdeňku Jeglovi Ph.D. za odborné a obětavé vedení diplomové práce a panu Ing. Bohuslavu Kilkovskému Ph.D. za řadu odborných konzultací. Děkuji také své manželce a rodičům za finanční a morální podporu při studiích stejně jako všem, kteří mi byli po celou dobu studia oporou.

Bc. Zbyněk Němeček



---

# Obsah

<b>Úvod</b>	<b>3</b>
<b>1 Role hydrogenační rafinace v procesech zpracování ropy</b>	<b>5</b>
1.1 Uspořádání procesů zpracování ropy v rafinerii . . . . .	5
1.2 Procesy primárního zpracování ropy . . . . .	9
1.2.1 Odsolování ropy . . . . .	9
1.2.2 Atmosférická destilace ropy . . . . .	10
1.2.3 Vakuová destilace . . . . .	11
1.3 Hydrogenační rafinace v procesech sekundárního zpracování ropy . . . . .	12
1.3.1 Průběh procesu hydrogenační rafinace . . . . .	13
<b>2 Simulace procesu hydrogenační rafinace plynového oleje</b>	<b>15</b>
2.1 Popis řešeného procesu a vstupní data . . . . .	16
2.1.1 Výchozí data . . . . .	16
2.1.2 Vstupní suroviny . . . . .	17
2.1.3 Procesní zařízení . . . . .	19
2.2 Vytvoření simulačního modelu procesu v softwaru CHEMCAD . . . . .	20
2.2.1 O softwaru CHEMCAD . . . . .	20
2.2.2 Popis simulačního modelu procesu . . . . .	20
2.2.3 Pomocné výpočty . . . . .	22
2.2.4 Nastavení vstupních proudů . . . . .	26
2.2.5 Nastavení aparátů . . . . .	29
2.2.6 Simulace a získání výsledků . . . . .	36
2.3 Výsledky simulace procesu . . . . .	36
<b>3 Kontrolní tepelně-hydraulické výpočty procesních výměníků tepla</b>	<b>39</b>
3.1 Úvod do tepelně-hydraulických výpočtů a výchozí data . . . . .	39
3.1.1 Tepelně-hydraulické výpočty . . . . .	39
3.1.2 Výchozí geometrie výměníků tepla . . . . .	40
3.2 Kontrolní tepelně-hydraulické výpočty procesních výměníků v softwaru CHEMCAD . . . . .	41
3.2.1 Provedení výpočtu . . . . .	41
3.2.2 Výsledky výpočtu . . . . .	44
3.3 Přenos dat fyzikálních vlastností ze softwaru CHEMCAD pro potřeby softwaru HTRI . . . . .	45
3.4 Kontrolní tepelně-hydraulické výpočty procesních výměníků v softwaru HTRI . . . . .	46
3.4.1 Provedení výpočtu . . . . .	47
3.4.2 Výsledky výpočtu . . . . .	48
3.5 Srovnání dosažených výsledků . . . . .	49
<b>4 Simulace tepelně intenzifikovaného procesu hydrogenační rafinace plynového oleje</b>	<b>51</b>
4.1 Princip nalezení vhodné intenzifikační úpravy procesu . . . . .	51
4.2 Simulační výpočet tepelně intenzifikovaného procesu v softwaru Chemcad . . . . .	52

---

4.2.1	Simulační model intenzifikovaného procesu . . . . .	53
4.2.2	Kontrolní tepelně-hydraulický výpočet výměníku EN v CHEMCAD . . . . .	54
4.3	Tepelně-hydraulický návrh intenzifikovaného procesního výměníku v softwaru HTRI . . . . .	55
4.3.1	Kontrolní tepelně-hydraulický výpočet výměníku EN v HTRI . . . . .	55
4.3.2	Studie potenciálu intenzifikace v mezitrubkovém prostoru . . . . .	56
4.3.3	Studie potenciálu intenzifikace v trubkovém prostoru . . . . .	59
4.3.4	Studie potenciálu intenzifikace záměnou proudů . . . . .	62
4.4	Zhodnocení dosažených výsledků . . . . .	64
<b>Závěr</b>		<b>67</b>
<b>Literatura</b>		<b>69</b>
<b>Seznam použitých zkratk a symbolů</b>		<b>71</b>
<b>Přílohy</b>		<b>73</b>
Příloha 1	. . . . .	74
Příloha 2	. . . . .	80
Příloha 3	. . . . .	86
Příloha 4	. . . . .	89
Příloha 5	. . . . .	90
Příloha 6	. . . . .	93
Příloha 7	. . . . .	96
Příloha 8	. . . . .	97
Příloha 9	. . . . .	98
Příloha 10	. . . . .	99
Příloha 11	. . . . .	101
Příloha 12	. . . . .	103
Příloha 13	. . . . .	105
Příloha 14	. . . . .	109

---

# Úvod

Procesní inženýrství je obor, jehož ambicí je snaha o pokrývání všech aspektů spojených s výrobními procesy. Aby těchto ambicí dosahoval, musí velmi flexibilně a dynamicky reagovat na požadavky doby, které s sebou nesou tlak na efektivitu, rychlost, ale také preciznost práce. Ruku v ruce s tím se dostávají inženýrům do ruky nástroje ve formě softwarů, které svou výkonností a důmyslností pomáhají tyto požadavky naplňovat. Není na místě myslet si, že tyto počítačové softwary práci usnadňují. Inženýr, který je chce využívat, musí takové programy vyhledávat, testovat, učit se v nich pracovat a aplikovat do již zaužívaných pracovních procesů. Jsou ale účinným nástrojem na cestě ke splnění vysokých nároků neustále rozvíjejícího se průmyslu, kde každý bojuje o svoji konkurenčnost.

Trend využívání stále dokonalejších výpočtových nástrojů ovšem nezastiňuje vývoj metod a způsobů řešení procesních problémů. V případě výměníků tepla je to patrné na stále rozšiřujících se způsobech intenzifikovaného přenosu tepla za pomoci tzv. intenzifikačních prvků. Vývoj této metody zvyšování výkonů tepelných výměníků urazil za řadu let své existence nemalou cestu. Od bezhlavé touhy použít tento nenáročný a levný způsob jak zvýšit výkon u každého výměníku a v každém procesu po propracovanou metodiku výběru vhodného výměníku, u kterého to bude mít smysl a efekt při aplikaci nejvhodnějšího intenzifikačního prvku.

Cílem této diplomové práce je demonstrovat zmíněný vývoj v oblasti intenzifikovaného přenosu tepla na konkrétním případě – procesu hydrogenační rafinace oleje. S využitím dostupných simulačních softwarů je snaha identifikovat potenciál úspor energie v tomto výrobním procesu, a to při využití reálných současných možností intenzifikace přenosu tepla. V prvních částech se tato práce zaměřuje na představení a popis procesu hydrogenační rafinace, jehož reálné podobě je potřeba a snaha se v další části práce přiblížit pomocí simulačního softwaru CHEMCAD. Za pomoci takto získaných dat se v následující části práce provede kontrolní výpočet výměníků tepla, které jsou v procesu zakomponovány. K tomu jsou využity dva výpočtové softwary, jejichž porovnávání přináší důležité poznatky pro jejich budoucí využití. Konkrétně je použit software Chemstations™CHEMCAD® 6.5.7.8139 (dále jen CHEMCAD) a výpočtový software HTRI Exchanger Suit® 7.1.1312.06 (dále jen HTRI). Dále je záměr vylepšit výkonnost výměníkové sítě aplikováním současných možností intenzifikovaného přenosu. Porovnáním různých variant řešení a výsledků, kterých se touto aplikací dosáhne, lze obdržet konkrétní představu o výhodách a nevýhodách, které jsou neodmyslitelně svázány s využíváním jak zmíněných softwarů tak intenzifikační metody.



---

# 1. Role hydrogenační rafinace v procesech zpracování ropy

Ropa<sup>1</sup> je hořlavá kapalina tvořená směsí uhlovodíků. Po celém světě je využívána jako jeden z nejvýznamnějších zdrojů energie. V současné době se udává, že ropa pokrývá přibližně 40 % celosvětové spotřeby energie.

Těžba ropy se provádí jak na souši tak na moři. Ropná ložiska se nachází desítky metrů až kilometry pod zemským povrchem. Většina se však pravděpodobně nalézá v hloubkách mezi 0,6–2,4 km. K přístupu k ropě se využívá vrtů, které mohou být buď průzkumné nebo produkční. Takové vrty se provádí v současné době převážně dvěma metodami – rotačním vrtáním pomocí valivého vrtáku nebo turbínovým vrtáním.

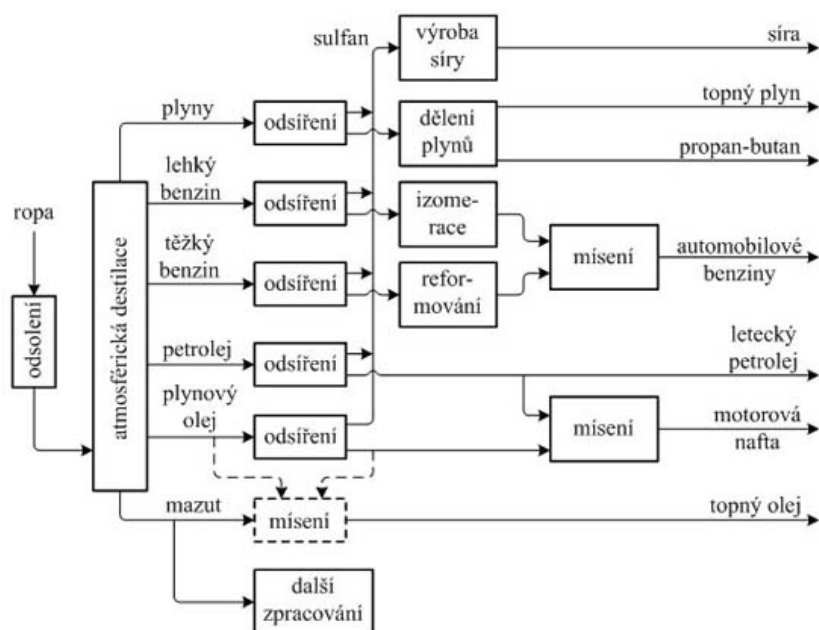
Vytěžená surová ropa se posílá do rafinerií k dalšímu zpracování. Vyrábí se z ní pohonné hmoty pro motorová vozidla i letadla, suroviny pro petrochemický průmysl, mazací či topné oleje, asfalty a ropný koks. Ve vytěžené ropě se nachází také většinou rozpuštěné plyny, voda a pevné látky, které se před odesláním do rafinerií odstraňují. [1]

## 1.1. Uspořádání procesů zpracování ropy v rafinerii

Rafinerie je místem, kde se pomocí celé řady procesů zpracovává vytěžená ropa. Na obr. 1.1 je znázorněno, jak se s ropou běžně pracuje. Po odsolení putuje ropa k atmosférické destilaci, která probíhá v jedné i více destilačních kolonách. Destilací dochází k vzniku několika ropných frakcí: plyn, lehký a těžký benzin, petrolej, plynový olej a mazut. Mazutem se nazývá destilační zbytek, který se dále zpracovává. U všech frakcí, vzniklých destilací, dochází následně k odsíření za využití hydrogenační rafinace. Takto vzniklý sulfan je zpracován na síru. Po procesu odsíření se frakce ještě upravují podle potřeby. Plyny se rozdělí na topný plyn a na propan a butan, benzinům se pomocí izomerace a reformování zvyšují oktanová čísla.

---

<sup>1</sup>Ropa – Dříve označována jako "nafta". Později kvůli záměnám s motorovou naftou se v ČR začalo používat označení ropa.



Obrázek 1.1: Schéma zpracování frakcí z atmosférické destilace[2]

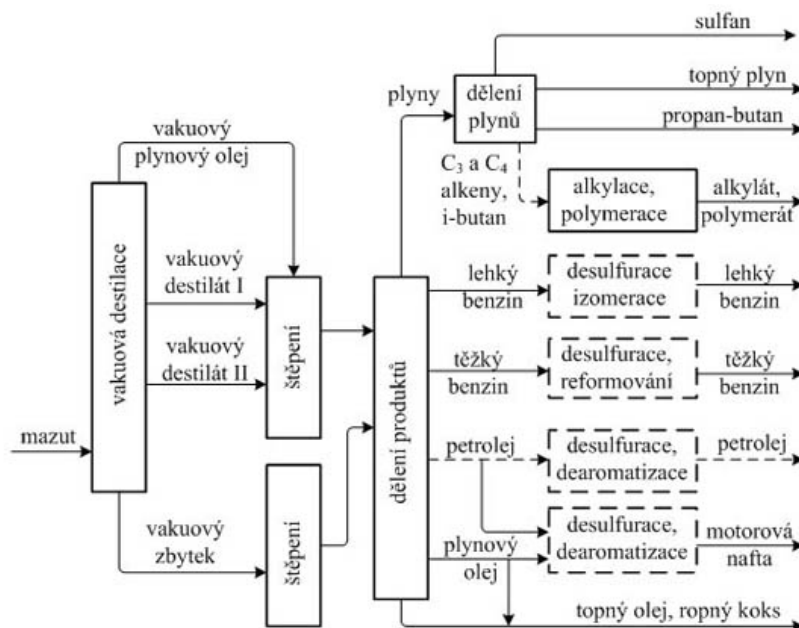
Výše zmíněný mazut se může použít jako těžký topný olej. Většinou je k tomu ovšem potřeba upravit některé jeho vlastnosti, čehož se dosáhne přidáním určité lehčí frakce (plynový olej). Často se také mazut zpracovává vakuovou destilací. Tímto procesem získané destiláty a destilační zbytek jsou v současných rafineriích dále využívány. Tato část rafinérského procesu je demonstrována na obr. 1.2.

Existují dva procesy, kterými se vakuové destiláty štěpí. Více používaným je fluidní katalytické krakování a tím druhým katalytické hydrokrakování. Snahou rafinerií je nalézt využití pro všechny produkty, které v rafinérských procesech vznikají. V dnešní době je proto běžné zpracovávat dále i zbytky z vakuové destilace. Občas se pro jejich zpracování využívá stejných procesů jako u vakuových destilátů, mnohem častější je ovšem použito štěpení pomocí koksování či visbreakingu. Rafinerie, které nemají možnost takto zpracovávat vakuový zbytek, nalézají jeho využití mezi těžkými topnými oleji nebo výrobou asfaltů (např. silniční). [1]

Vlastnosti štěpných produktů, podle toho jakým procesem prošli, se dále upravují. Pokud se vyrábí paliva, vznikne kromě kapalného produktu také množství plyných nasycených a nenasycených uhlovodíků. Z petrochemického a palivářského hlediska je zajímavá hlavně frakce  $C_3 - C_4$  uhlovodíků, která se používá k topení a k automobilovému pohonu (LPG). Díky obsahu alkenů a izobutenu je tato frakce použitelná pro výrobu vysokooktanových složek automobilových benzinů.

Plynné produkty, které obsahují uhlovodíky  $C_1$  a  $C_2$ , obsahují také menší množství sulfanu, po jehož vyprání se mohou tyto produkty používat jako topný plyn. Štěpením a desulfurací jednotlivých frakcí vznikne množství sulfanu. V Clausových jednotkách se dále zpracovává na síru.





Obrázek 1.2: Schéma zpracování frakcí z vakuové destilace[2]

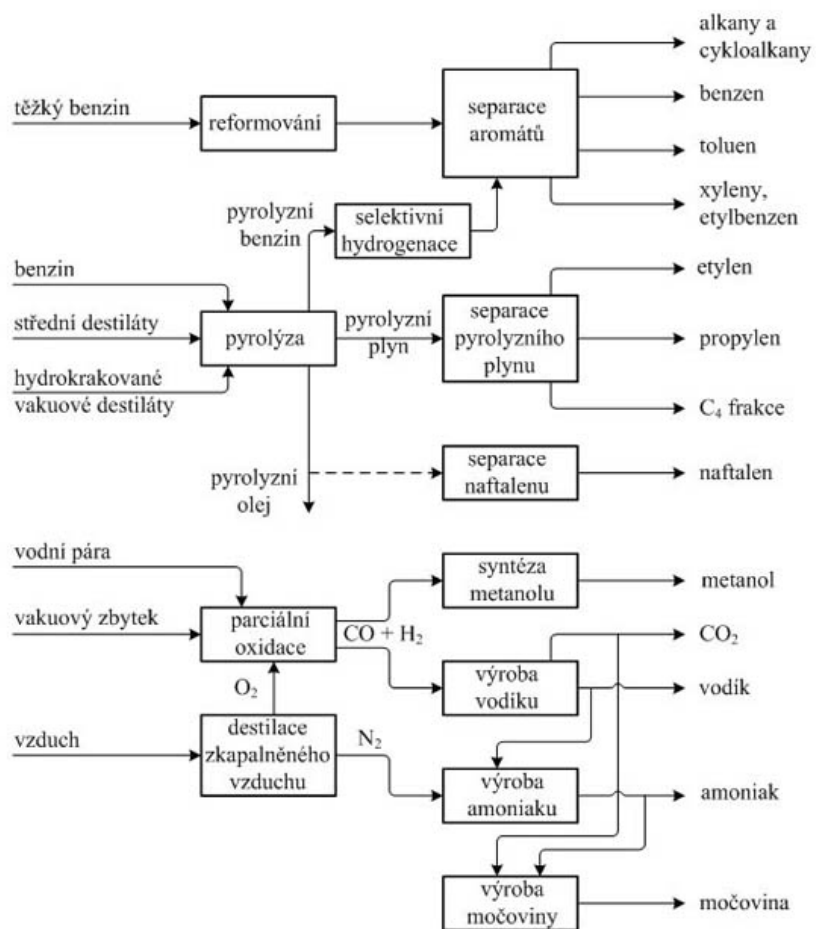
Po všech výše zmíněných rafinérských procesech, ze kterých vychází množství různých ropných frakcí, se nabízí otázka dalšího zpracování. Je tedy logické, že velmi často na rafinerie navazují petrochemické závody, které odebírají některé frakce pro výrobu organických i anorganických chemikálií. Blokové schéma na obr. 1.3 je zjednodušeným popisem procesů, které provází zpracování ropných frakcí na základní chemikálie. Základními petrochemickými produkty jsou:

1. Alkeny (etylen, propylen, aj.) a dieny
2. Aromatické sloučeniny (benzen, toluen, aj.)
3. Syntézní plyn, vodík

Pro výrobu alkenů, které jsou označovány jako nízkovroucí (etylen, propylen, buteny), se využívá vysokoteplotní pyrolýzy. Surovinou můžou být jak produkty z atmosférické destilace (benzin, petrolej, plynový olej) tak hydrokrakované vakuové destiláty.

Druhá skupina petrochemických produktů – aromatické uhlovodíky – je vyráběna převážně izolací z reformátu, který vznikl reformováním těžkých benzinů, nebo ze selektivní hydrogenací vzniklého pyrolýzního benzínu.

Syntézní plyn a čistý vodík se získává parciální oxidací vakuových zbytků z destilace mazutu i ze štěpných procesů. Z těchto syntézních plynů je pak možné vyrábět základní chemikálie jako metanol, amoniak a různé další, které slouží k výrobě chemikálií pro tvorbu polymerů, detergentů, rozpouštědel, textilních vláken, změkčovadel, pryskyřice, výbušnin aj. [1], [2]



Obrázek 1.3: Blokové schéma zpracování ropných frakcí na základní petrochemikálie[2]

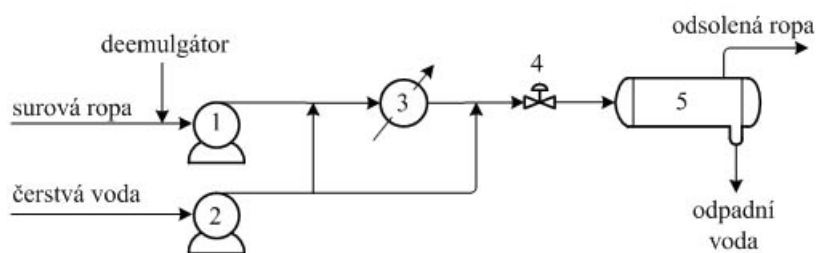
## 1.2. Procesy primárního zpracování ropy

Jak bylo popsáno výše, jsou rafinerie (a petrochemické závody) složeny z řady procesů, které slouží ke zpracování vytěžené ropy a úpravu takto získaných produktů na běžně využitelné hmoty a suroviny. Prvotní úpravou, kterou projde většinou všechna vytěžená ropa, je odsolování. Odsolená ropa je dále destilována atmosférickou destilací. Destilační zbytek z atmosférické destilace je pak zpracován vakuovou destilací.

### 1.2.1. Odsolování ropy

Už v místě, kde se ropa těží, probíhá její odsolování. To se děje odstraňováním velké části vody, ve které jsou soli obsaženy. Množství vody, které se spolu s ropou pak do rafinerie dostane, činí 0,02 – 0,2 % obj.. V ropě se tedy nachází obvykle 5 – 60 mg/kg NaCl, což je sůl, která převažuje. Existuje několik důvodů, proč se v rafinériích dále odstraňují anorganické soli, které se v ropě vyskytují ve formě chloridů, síranů sodíku, vápníku a hořčíku. Mezi tyto důvody patří v první řadě koroze, kterou soli způsobují na technologických zařízeních při zpracování ropy. Dochází také k usazování v potrubích, pecích, ventilech a v neposlední řadě na teplosměnných plochách výměníků tepla. To samozřejmě zhoršuje jak přestup tepla, tak celkovou funkčnost těchto zařízení. Pokud se soli dostanou až do destilačních zbytků, způsobí ucpání pórů katalyzátorů a zaviní jejich deaktivaci.

Nejpoužívanějším způsobem odsolování v dnešních rafinériích je systém elektrostatického odsolování. Schéma tohoto procesu je na obr. 1.4. Provádí se při teplotách mezi 90 a 150 °C. Anorganické soli jsou rozpuštěny ve vodě, která se nachází v ropě ve formě emulze, nebo jsou dispergovány v krystalickém stavu. Přidáním čerstvé vody v množství okolo 3 – 10 % obj. do ropy dojde k rozpouštění dispergovaných solí a snižování koncentrace solí v emulgované vodě. Množství použité vody a hodnota prováděcí teploty jsou přímo úměrné hustotě ropy. Pokud má dojít k odsolování velmi těžké ropy, je potřeba takovou ropu naředit některou ropnou frakcí (např. petrolejem), čímž se dosahuje snížení viskozity a tedy i úspěšného následného odsolení.



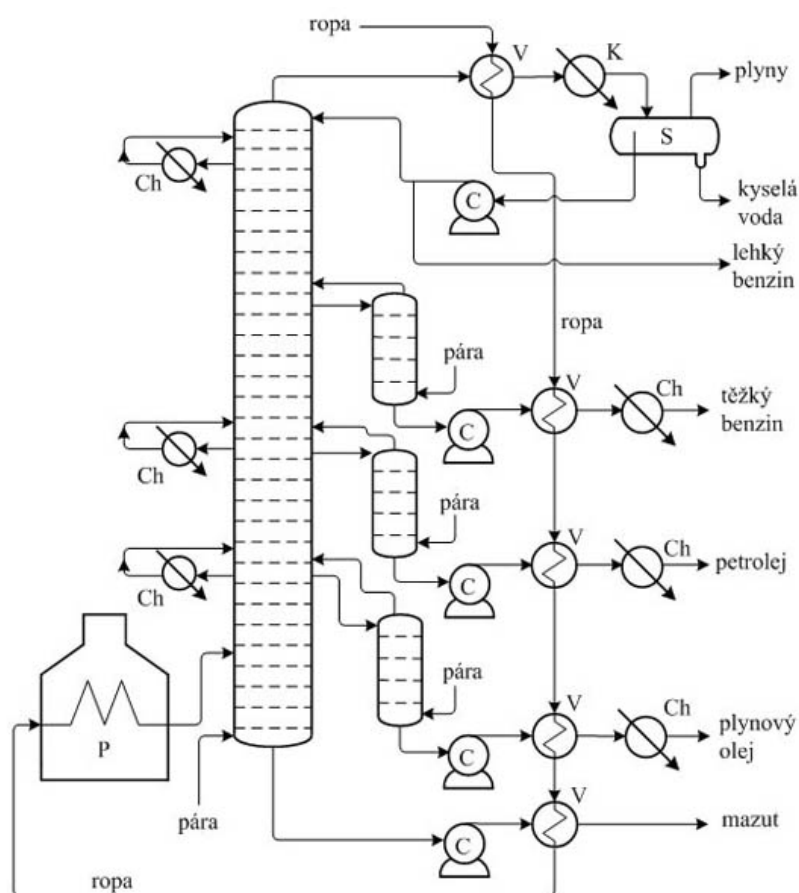
Obrázek 1.4: Schéma jednostupňového elektrostatického odsolování ropy[2]

(1, 2 - čerpadlo, 3 - ohřívač, 4 - směšovací ventil, 5 - elektrostatický separátor)

Na zmíněném obrázku 1.4 je schéma jednostupňového elektrostatického odsolení, při kterém se dosahuje běžně účinnosti 90 – 95 %. Pokud se použije vícestupňové odsolení, je možné dostat se až na 99 % účinnosti odsolení (dvoustupňové). Ještě se používá třístupňové odsolení a to pro případy, kdy se zbytky z destilace ropy štěpí hydrokrakováním nebo jiným katalytickým procesem, při kterých se používají katalyzátory, na kterých by se soli mohly usazovat. Na výstupu z odsolení se množství vody pohybuje kolem 0,2 % obj., z čehož je patrné, že se odsolením prakticky nesnížilo.

### 1.2.2. Atmosférická destilace ropy

Atmosférická destilace je proces, kterým po odsolení prochází všechna zpracovávaná ropa. Provádí se v destilační koloně, jejíž běžné uspořádání je patrné z obr. 1.5. Taková kolona pracuje při mírně zvýšeném tlaku přibližně 0,15 MPa.



Obrázek 1.5: Schéma atmosférické destilace ropy[2]

(C - čerpadlo, S - separátor, K - kondenzátor, P - trubková pec, V - výměník tepla, Ch - chladič)

Pomocí destilátů odtahovaných z kolony se ve výměnících tepla odsolená ropa zahřívá na teploty 280 – 300 °C. Ohřátá ropa pak putuje do pece, kde probíhá dohřívání na teplotu okolo 360 °C. Při takové teplotě už může být ropa vedena na dané nástřikové patro atmosférické kolony. Přes několik destilačních pater se kapalně podíly dostávají do spodní části kolony. Pomocí přehřáté páry se z nich zde dostávají další lehčí podíly. Páry, které se na nástřikovém patře uvolní, a podíly ze spodní části stoupají přes řadu destilačních

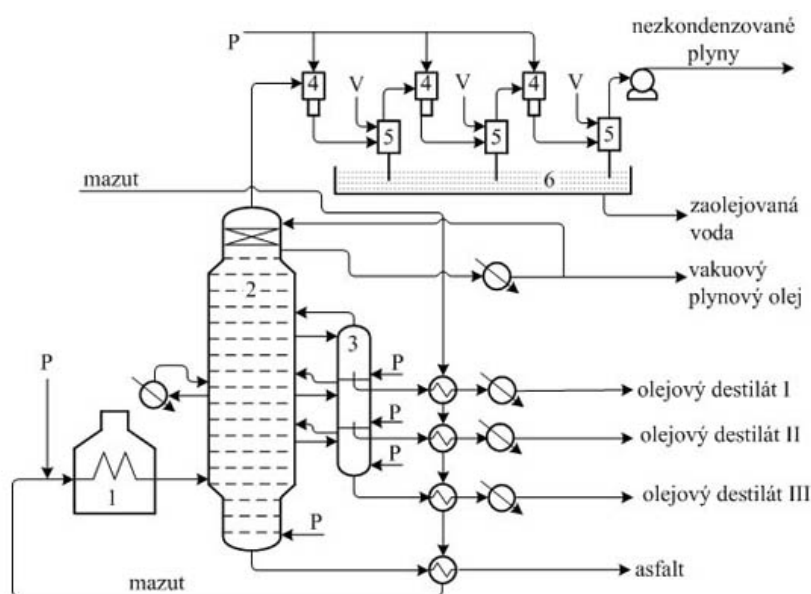
pater. Na těchto patrech dochází k rozdělení na jednotlivé frakce. Hlavou kolony putuje lehký benzin, plyny a vodní pára přes výměník do kondenzátoru. V něm zkondenzují benzinové a vodní páry. V separátoru se pak oddělí vodní složka. Část lehkého benzínu se vrací na nejvyšší patro kolony.

Boční frakce produkují těžký benzin, petrolej a plynový olej. Přehřátou vodní parou se z těchto frakcí vyhání těkavější podíly a spolu s vodní parou se vrací do kolony. Spodem kolony se odtahuje destilační zbytek, kterým je mazut. Teplotu mazutu lze využít pro předehřev ropy, neděje se tak ale v případě, že mazut putuje přímo na vakuovou destilaci.

Při destilaci ropy se významně využívá vznikající teplo, obvykle všechny produkty destilace prochází přes výměníky tepla, které slouží k předehřevu ropy či výrobě páry.

### 1.2.3. Vakuová destilace

Jak již bylo popsáno výše, tak proces vakuové destilace se využívá pro zpracování mazutu, tedy destilačního zbytku z atmosférické destilace. Vakuová kolona pracuje při sníženém tlaku v rozmezí 2 – 10 kPa. Oproti atmosférické koloně má méně pater, ale zato větší průměr, kvůli většímu objemu par při nižším tlaku. Díky nízkému tlaku se dosahuje nižšího bodu varu, díky čemuž se destilací při teplotách v rozmezí 360 – 400 °C získají další frakce bez jejich termického rozkladu.



Obrázek 1.6: Schéma vakuové destilace mazutu[2]

(1 - trubková pec, 2 - vakuová kolona, 3 - boční kolonky, 4 - parní ejektor, 5 - barometrický kondenzátor, 6 - hydraulická uzávěrka, P - pára, V - chladičí voda)

Na obr. 1.6 je znázorněn obvyklý průběh vakuové destilace mazutu. Z ní se získávají 2 – 3 boční destiláty. Páry plynového oleje a vodní pára odcházejí vrchem kolony přes výměník do kondenzátoru. V něm při teplotách 30 – 50 °C zkondenzuje plynový olej a voda. Část oleje se zpětně vrací a malé množství podílů, které nezkondenzovalo, spolu se zbytkem vodní páry, je odsáváno parními ejektory a kondenzátory, které tvoří systém udržující tlak v koloně. Z kondenzátorů odtéká voda do hydraulické uzavěrky a spodem kolony se odčerpává zbytek (asfalt).

Z hlavy vakuové kolony je za pomoci parního ejektoru odtahována plynná fáze. Ta dále putuje do horní části barometrického kondenzátoru, kde je použita vodní sprcha pro kondenzaci par a snížení tlaku. Potrubí, které vodu odvádí, by mělo být dlouhé více než 10 m, jelikož vodní sloupec o velikosti 10 m a teplotě 4 °C udrží tlak 98 kPa. Potřebný snížený tlak v koloně (vakuum) je vytvářen proudem horké vodní páry v parním ejektoru, který se nachází za barometrickým kondenzátorem. Snižování tlaku většinou probíhá ve třech stupních. [1], [2]

### 1.3. Hydrogenační rafinace v procesech sekundárního zpracování ropy

Rafinace je proces využívaný k úpravě ropných frakcí. U frakcí používaných k výrobě pohonných hmot tento proces zahrnuje převážně odsíření. U petrolejů a plynových olejů se jedná také o snížení množství aromátů a zlepšení nízkoteplotních vlastností. Sloučeniny síry jsou zvláště nežádoucí v palivech. Při spalování dochází ke vzniku oxidu siřičitého škodlivého pro životní prostředí. Pro katalyzátory, které se používají při katalytických procesech, jsou sirné sloučeniny tzv. katalytickým jodem. Síra obsažená ve frakcích pro výrobu pohonných hmot má podobu sulfidů, disulfidů, merkaptanů aj. Pro odstranění sirných sloučenin z ropných frakcí se v současné době využívá hydrogenační rafinace.

V závislosti na hlavním účelu hydrogenační rafinace se používají i jiné názvy pro tento proces – hydrodesulfurace, hydrodenitrogenace. V zásadě jsou však stejné. V procesu hydrodesulfurace, kde se odstraňuje síra ze sirných sloučenin, probíhá zároveň i hydrodenitrogenace, u které dochází ke zbavování se dusíku, stejně jako deoxidace, kdy se odstraňuje kyslík, nebo také hydrogenace olefinů, za předpokladu, že se v surovině nachází. Při určitých podmínkách reakce může vznikat i nežádoucí hydrokrakování uhlovodíků.

Hydrogenační rafinace se provádí na bifunkčních katalyzátorech, které mají hydrogenační a kyselou složku. Na nich pak probíhají reakce pomocí karboniových iontů. Mezi velmi často požadované reakce patří zejména desulfurace, denitrogenace a deoxidace.

Při hydrogenační rafinaci dochází k exotermním reakcím. To způsobuje nárůst teploty za reaktorem o 5 – 10 °C. Spotřeba vodíku pak stoupá s reakční teplotou a parciálním tlakem vodíku. Růst reakční teploty však zavinuje také štěpení suroviny a nežádoucí koksotvorné reakce. Zato pokud roste tlak vodíku, dochází k potlačování tvorby koksu.

Hydrogenační rafinaci a podmínky, za kterých probíhá, ovlivňuje nejvíce složení suroviny a požadavky na kvalitu produktu. Surovina, jejíž destilační rozmezí je u vyšších teplot, je označována jako těžká a čím těžší je, tím více obsahuje heteroatomy. To znamená, že reakce musí být o to ostřejší, tedy za vyšších teplot, tlaků a nižších reakčních rychlostí.

Tabulka 1.1: Typické reakční podmínky pro některé suroviny[2]				
Surovina	Teplota	Tlak	Objemová	Spotřeba
	(°C)	(MPa)	rychlost ( $\text{h}^{-1}$ )	vodíku ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ )
Benzin	260 – 340	1,5 – 3,5	2 – 5	1 – 6
Plynový olej	290 – 400	2,0 – 6,0	1 – 4	12 – 36
Těžký plynový olej	340 – 430	10 – 20	1 – 3	36 – 120

V tabulce 1.1 jsou uvedeny hodnoty, které přibližně odpovídají podmínkám pro desulfuraci benzinů a plynových olejů. Výroba pohonných hmot je léta pod tlakem na snižování množství síry, což vede ke stále ostřejším reakčním podmínkám.

Reakce probíhají za přebytku vodíku a objemové rychlosti suroviny pohybující se v rozmezí  $1 - 5 \text{ h}^{-1}$ . Reakční teplota se musí zvyšovat podle deaktivace katalyzátorů, aby došlo k odstranění stejného množství heteroatomů. Štěpnými reakcemi vznikají metan a etan, které znečišťují cirkulační vodík. Z tohoto důvodu se musí část cirkulačního vodíku nahrazovat čerstvým. S množstvím odstraněných heteroatomů a alkenů roste spotřeba vodíku, zvyšuje se ale také s rostoucím štěpením suroviny.

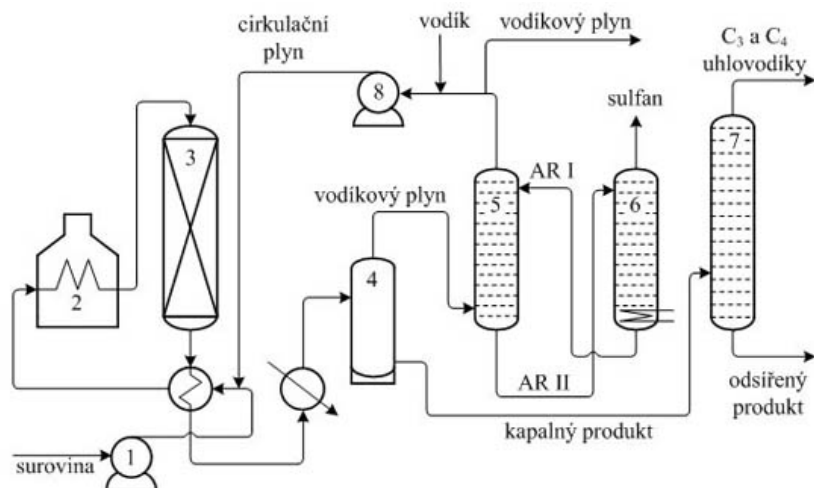
Účinnost hydrogenační rafinace, tj. výtěžek frakcí pro výrobu paliv, je 94 – 99 % hm.. V důsledku vzniku  $\text{C}_1 - \text{C}_4$  uhlovodíků se tvoří ztráta 1 – 5 % hm.. V důsledku odstranění heteroatomů a také nežádoucího krakování uhlovodíků dochází ke vzniku plyných uhlovodíků. Část suroviny se odstraní ve formě sulfanu, amoniaku a vody.

### 1.3.1. Průběh procesu hydrogenační rafinace

Schéma na obr. 1.7 znázorňuje hydrogenační rafinaci benzinu s vypírkou sulfanu. Nejčastěji se pro tento proces používá reaktoru s pevným ložem, kam se dovádí surovina obohacená o vodík. Přiváděná směs je dvakrát ohřívána, poprvé výměnou tepla s reakčními produkty a poté je dohřívána v peci. Následně proběhnou v reaktoru hydrorafinační reakce. Z reaktoru vychází produkty, které se chladí, dojde ke snížení tlaku a v separátoru dojde k uvolnění vodíkového plynu, který putuje do absorberu. V něm se vypere sirovodík (sulfan) a další kyselé plyny.

Takto získaný absorpční roztok je možné znovu použít na vypírku sulfanu, pokud je v desorbéru zbaven sulfanu. Do reaktoru se vrací vodíkový plyn doplněný o určité množství vodíku čerstvého. V důsledku odsiřovacích a krakovacích procesů vzniká metan a etan. Tyto látky tedy ředí vodíkový plyn při každém jeho průchodu reaktorem, proto je nutné část tohoto plynu z procesu odvádět. Vodíkový plyn se nerecykluje, ale používá se jako topný plyn nebo pro získávání vodíku. Separované kapalně produkty jsou zbavovány uhlovodíkových plynů a zbytků sulfanu ve frakční koloně. Některé rafinerie vodík nerecyklují, protože používají vodík vznikající při reformingu těžkého benzinu. [1], [2]





Obrázek 1.7: Schéma hydrogenační rafinace benzínu[2]

(1 - nástržkové čerpadlo, 2 - trubková pec, 3 - reaktor, 4 - separátor vodíku, 5 - absorbér, 6 - regenerátor, 7 - frakční kolona, 8 - vodíkový kompresor, AR I - absorpční roztok, AR II - absorpční roztok se sulfanem)



---

## 2. Simulace procesu hydrogenační rafinace plynového oleje

V předchozí kapitole byly popsány způsoby zpracování ropy se zaměřením na hydrogenační rafinaci, která je předmětem studie této diplomové práce. V této kapitole je popsán praktický postup, který byl použit pro simulaci procesu hydrogenační rafinace oleje s využitím dat z reálného procesu v rafinerii, která byla poskytnuta ústavem.

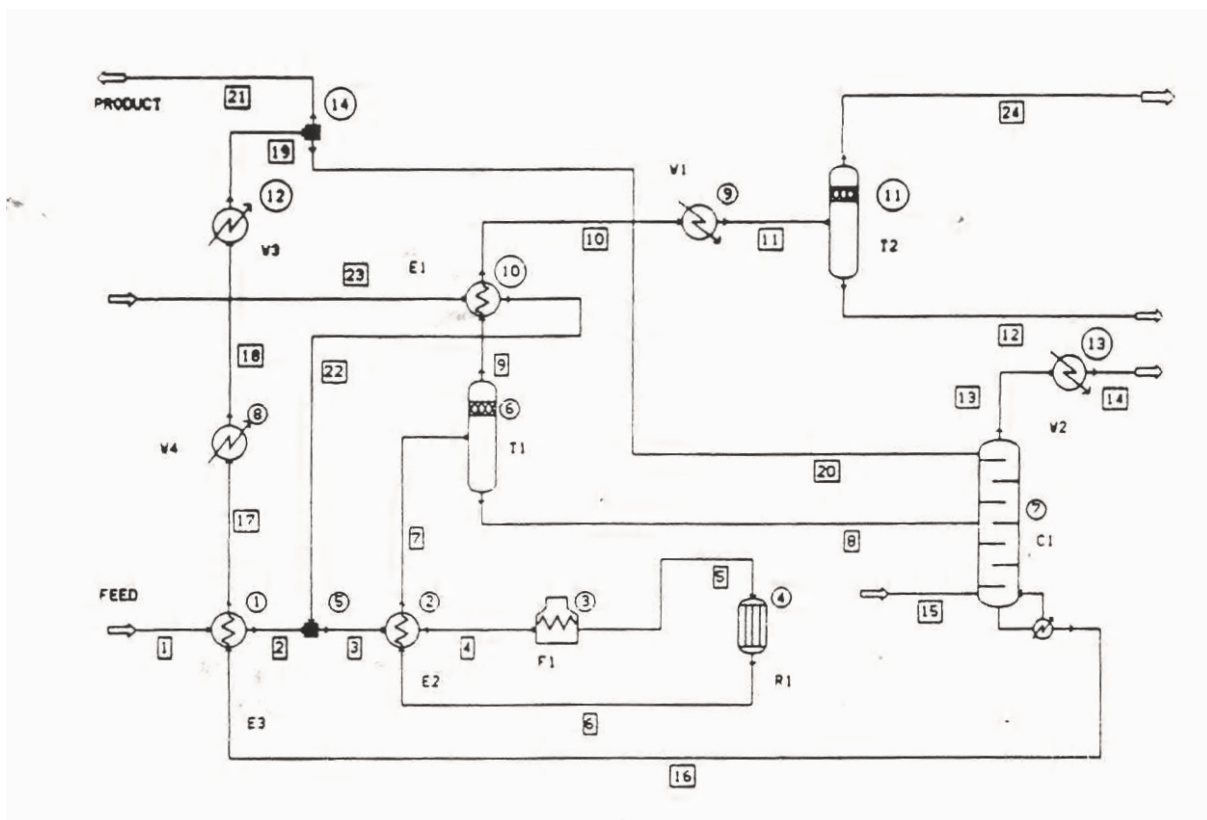
Cílem této první části řešené studie bylo vytvořit simulační model daného procesu v softwaru CHEMCAD. V následujících odstavcích této kapitoly je popsán postup, který přípravu a sestavení takové simulace provází, problémy, ke kterým z různých důvodů může dojít a jak je řešit, a v neposlední řadě obdržené výsledky a jejich další využití. Snahou této části je s pomocí simulačního výpočtu získat potřebná data pro řešení intenzifikace výměny tepla v procesu.

## 2.1. Popis řešeného procesu a vstupní data

V následujících částech bude detailně rozebrán zkoumaný proces, jeho jednotlivé aparáty, použité vstupní suroviny a výchozí data, která pochází ze skutečného procesu a jímž se má tato simulace co nejvíce přiblížit.

### 2.1.1. Výchozí data

Studie řešená v této diplomové práci vychází z dat pro hydrogenační rafinaci oleje, která byla k dispozici na Ústavu procesního inženýrství. Tato data sestávají ze schématu zapojení procesu (viz Obr. 2.1), tabulky procesních proudů (viz Tab. 2.1 a tabulky geometrií stávajících procesních výměníků v tab. 3.1). Jelikož zmíněná dostupná data nejsou úplná z pohledu kompletního pokrytí všech potřebných vstupních dat pro simulaci procesu, proto je bylo nezbytné podrobnou inženýrskou činností doplnit. V další části je tedy nejprve popsán postupný proces doplňování primárních dat pro potřeby funkční simulace a následné získání dat z této simulace, která poslouží k následnému řešení intenzifikace procesu.



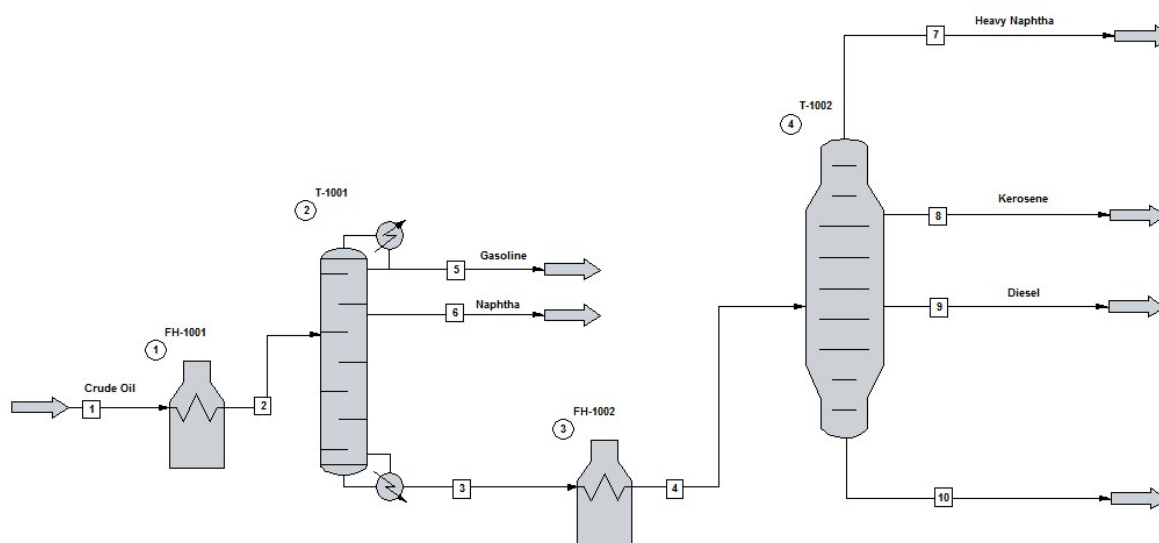
Obrázek 2.1: Výchozí schéma hydrogenační rafinace oleje.

Tabulka 2.1: Výchozí procesní data proudů.

Proud	1	2	3	4	5	6
Teplota [°C]	77	108	113,3	193	289	289
Tlak [kPa]	500	500	4600	4600	4600	4600
Parní frakce [-]	0	0	0,103	0,105	0,118	0,098
Hm. průtok [kg/h]	14000	14000	15671	15671	15671	15665
Proud	7	9	10	11	13	14
Teplota [°C]	214,6	214,6	168,6	30	144,4	30
Tlak [kPa]	4600	4600	4200	3800	30	30
Parní frakce [-]	0,085	1	0,979	0,967	1	0,374
Hm. průtok [kg/h]	15665	1340	1340	1340	543,5	543,5
Proud	16	17	18	19	22	23
Teplota [°C]	213,4	187,9	90	70	130	95
Tlak [kPa]	30	30	30	30	4600	4600
Parní frakce [-]	0	0	0	0	1	1
Hm. průtok [kg/h]	14487	14487	14487	14487	1670	1670

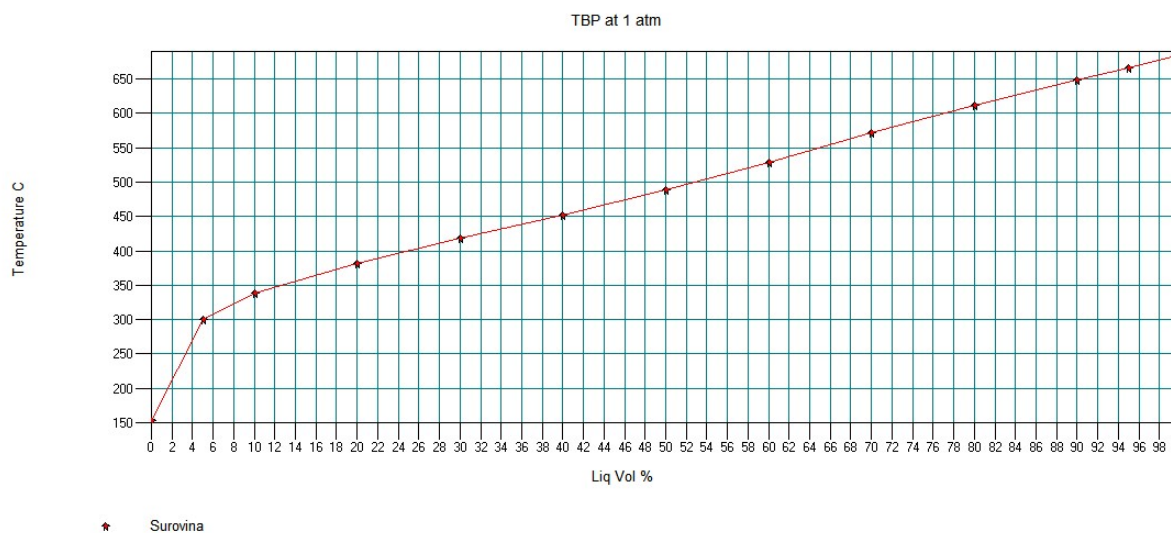
### 2.1.2. Vstupní suroviny

Na počátku této studie je tedy proces hydrogenační rafinace, o kterém jsou známy pouze zmíněná procesní data některých proudů a složení aparátů. Jak zmiňuje předchozí kapitola, hydrogenační rafinace se používá převážně k odsiřování a to většiny ropných frakcí, které vzniknou z atmosférické destilace. Prvotním cílem bylo tedy zjistit, která frakce byla v tomto konkrétním případě použita, aby bylo dosaženo co nejpodobnějších hodnot se zadanými procesními daty. Jediné, co bylo o surovině známo, že jí má být olej, který ovšem nebyl dále specifikován. Zdrojem surovinových dat pro různé frakce se stal obecný model atmosférické destilace od společnosti Chemstation (viz Obr. 2.2), která je autorem softwaru CHEMCAD a dodává k němu i několik vzorových simulací pro potřeby výuky. Tato simulace poskytuje věrohodná data o běžném složení a vlastnostech ropných frakcí získaných atmosférickou destilací.



Obrázek 2.2: Model simulace atmosférické destilace ropy.

Ze vzorové simulace byly postupně transformovány vlastnosti jednotlivých frakcí do zkoumaného modelu. Tento postup bude blíže specifikován v následujících kapitolách. Po otestování všech frakcí se dospělo k závěru, že nejvhodnější surovinou, která v dané simulaci dosahuje nejpodobnějších hodnot s těmi cílovými (viz kap. 2.1.1), je frakce označená jako těžký topný olej. Pro přenos této frakce jako suroviny do daného modelu je využito hodnot destilační křivky, což jsou jediná data, která lze pro přenos ze vzorové simulace použít. Hodnoty destilační křivky jsou popsány v tabulce 2.2 a graficky na obrázku 2.3.



Obrázek 2.3: Destilační křivka výchozí suroviny.

Tabulka 2.2: Destilační křivka výchozí suroviny.

Destilát [obj. %]	Teplota [°C]
0	153,153
5	309,2622
10	338,9178
20	383,3272
30	418,1428
40	452,1339
50	487,9978
60	526,6728
70	572,5811
80	613,9311
90	648,3611
95	666,3539
100	684,4377

Tato surovina vstupuje do procesu při teplotě 77 °C, tlaku 500 kPa a hmotnostním průtoku 14 000 kg/h. Dále do procesu vstupuje vodík při teplotě 95 °C a tlaku 4 600 kPa. Vodík vstupuje do procesu ve dvou místech. Tyto vstupy jsou rozdílné pouze v průtoku, který je v jednom případě o hodnotě 1 670 kg/h a ve druhém 218,5 kg/h. Stavové veličiny popisující vstupní proudy jsou shrnuty v tabulce 2.3.

Tabulka 2.3: Hodnoty vstupních proudů.

Proud	Teplota [°C]	Tlak [kPa]	Hm. průtok [kg/h]
Surovina	77	500	14 000
Vodík 1	95	4 600	1 670
Vodík 2	95	4 600	218,5

### 2.1.3. Procesní zařízení

Ve studovaném procesu hydrogenační rafinace se samozřejmě nachází také značné množství procesních zařízení. Složení aparátů koresponduje s teoretickým popisem tohoto procesu v části 1.3.1. Mezi použitá zařízení patří výměníky tepla, ohřevná pec, reaktor, separátory, směšovače, odlučovač a destilační kolona. Jejich nastavení nebylo v dostupných datech procesu blíže specifikováno, tudíž se vycházelo z dat proudů v tabulce 2.1. Aparáty byly tedy nastaveny tak, aby se k reálným procesním hodnotám dospělo. Podrobné nastavení jednotlivých zařízení v modelovaném procesu bude popsáno v další části, která se také věnuje konkrétnímu nastavení celé simulace v softwaru CHEMCAD.

---

## 2.2. Vytvoření simulačního modelu procesu v softwaru CHEMCAD

V této části bude podrobně popsána práce s již zmíněným softwarem CHEMCAD, který je v této diplomové práci použit jako efektivní a spolehlivý nástroj pro simulaci studovaného procesu hydrogenační rafinace. Na následujících stránkách bude krok po kroku popisován postup modelování procesu až po získání kýžených výsledků potřebných pro další práci.

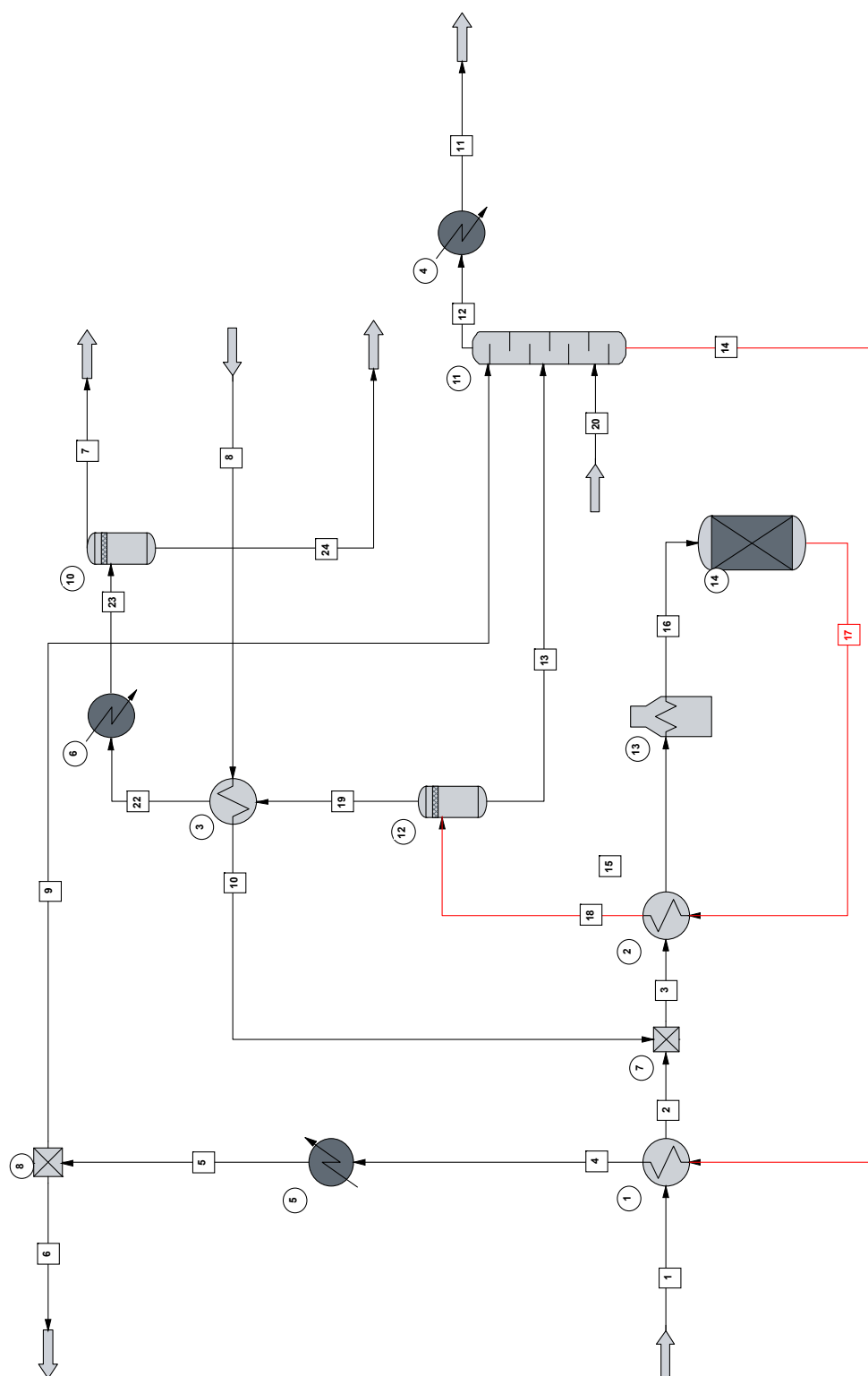
### 2.2.1. O softwaru CHEMCAD

Počítačový software CHEMCAD je simulační nástroj pro chemické procesy. Jeho historie se píše někdy od 60. let 20. století, kdy pánové Nathan Massey a Dr. Mingder Lu měli vizi kvalitního výpočtového programu pro chemické inženýry, na které usilovně pracovali. Po dlouhých letech vývoje za pomoci velkého množství odborníků dospěl tento software do dnešní podoby, ve které nabízí velmi profesionální a spolehlivý nástroj v široké škále uplatnění. [3]

Kromě základního simulačního prostředí, nazývané CC-STEADY STATE a které je použito v první části této studie, nabízí řadu doplňkových nástrojů pro individuální potřeby inženýrů. Mezi tyto doplňky patří i modul CC-THERM. Tento balíček umožňuje tepelně-hydraulické výpočty výměníků tepla a bude využit v dalších částech této diplomové práce. [3]

### 2.2.2. Popis simulačního modelu procesu

Na základě výše zmíněných informací o studovaném procesu je sestaven model v softwaru CHEMCAD, jehož schématické znázornění, které se vytváří přímo v pracovním prostředí softwaru, je znázorněno na obrázku 2.4.



Obrázek 2.4: Schéma modelu hydrogenační rafinace.

Čísla uvedená na schématu 2.4 v obdélnících značí čísla jednotlivých proudů, zatímco čísla v kolečku označují aparáty a zařízení.

---

Surovina v proudu 1 se předeřívá ve výměníku tepla 1, dále putuje do směšovače 7, kde se smíchá s přiváděným vodíkem. Ten se do procesu dostává proudem 8 přes výměník tepla 3, kde se ohřívá.

Směs suroviny a vodíku v proudu 3 putuje přes výměník 2 do pece 13, kde je dohřáta na požadovanou teplotu pro vstup do reaktoru 14. V tomto reaktoru proběhnou hydrorafinační reakce, které mají za úkol snížit množství síry obsažené v surovině. Dochází tedy k navázání síry na vodík. Vznikne sirovodík  $H_2S$ , který síru odvádí. Z pohledu simulace je reaktor považován za uzel, o kterém je známo, že v něm proběhne tato reakce. Blíže není potřeba toto zařízení definovat.

Reakcí vzniklá směs je ochlazena v již zmíněném výměníku 2 a slouží tak pro ohřev proudu 3. Po ochlazení putuje do separátoru 12, kde je rozdělena na plynnou a kapalnou část. Tato plynná část obsahující většinu vzniklého sirovodíku je použita pro předeřev vodíku ve výměníku 3 a dále pak dochlazena chladičem 6, ze kterého putuje do separátoru 10. V tomto zařízení je znovu oddělena plynná složka od složky kapalné, která vznikla chlazením. Dojde tak k maximálnímu možnému odstranění sirovodíku, který odchází proudem 7. Kapalná složka odchází proudem 24.

Kapalná složka odloučená v odparce 12 putuje do frakční kolony 11. Do této kolony je nastříkována jak kapalná složka ze separátoru v proudu 13, tak čistý vodík v proudu 20 a recykl v proudu 9, kterým je část produktu z této kolony. Ve frakční koloně dochází k odstranění uhlovodíkových plynů a zbytků sirovodíku, čímž vznikne požadovaný produkt celého procesu. Takto vzniklý produkt putuje proudem 14 do výměníku 1, kde předeřívá surovinu. Poté se ještě dochladí v chladiči 5. Před tím, než takto získaný a ochlazený produkt vystoupí z řešeného procesu, je z něj v separátoru 8 odděleno 12 % protékaného množství, které je použito jako již zmíněný recykl do frakční kolony 11. Produkt této hydrogenační rafinace putuje proudem 6.

### 2.2.3. Pomocné výpočty

Jak bylo popsáno výše, pro řešený proces hydrogenační rafinace byla k dispozici jen část potřebných vstupních informací. To znamená, že je potřeba se různými postupy dopracovat k ostatním potřebným údajům. Na základě známých hodnot procesu, vybrané suroviny a požadovaného cíle je potřeba dopočítat potřebná data týkající se samotné reakce v hydrorafinačním reaktoru. Prakticky se jedná o získání stechiometrických koeficientů reakce.

Průtok suroviny v proudu 1 je 14 000 kg/h. Tuto hodnotu je potřeba převést na objemový průtok za pomoci hustoty, která je vypočtena softwarem CHEMCAD na 918,12 kg/m<sup>3</sup>.

$$\frac{14000}{918,12} = 15,25 \left[ \frac{m^3}{h} \right] \quad (2.1)$$

Objemový průtok suroviny je tedy roven 15,25 m<sup>3</sup>/h.



Při reakci ve stechiometrickém reaktoru dochází k tvorbě nových uhlovodíkových plynů. Pro jednotlivé plyny je dáno procentuální množství, které vzniká z celkového průtoku suroviny. V tabulce 2.4 jsou popsány procentuální hodnoty jednotlivých plynů a přepočet na konkrétní hmotnostní množství z celkového hmotnostního průtoku suroviny (14 000 kg/h), který je tedy považován za 100 %.

Tabulka 2.4: Novotvorba plynů vztažená na surovinu.

	[% hm.]	[kg/h]
CH <sub>4</sub>	0,27	37,8
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,21	29,4
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,15	21,0
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,11	15,4
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,09	12,6
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,20	28,0
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,20	28,0
nC <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,20	28,0
nC <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,20	28,0
nC <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,20	28,0

Jednoduchým součtem je získáno hmotnostní množství suroviny, která ubude v důsledku tvorby uhlovodíkových plynů, tzv. úbytek novotvorby:

$$UN = 256,2 \left[ \frac{kg}{h} \right]. \quad (2.2)$$

Chemická spotřeba vodíku CHSH na surovinu je 0,24 % hm., což z celkového množství suroviny činí:

$$CHSH = 33,6 \left[ \frac{kg}{h} \right]. \quad (2.3)$$

Obsah síry OS v surovině zaujímá 0,6 % hm., tedy:

$$OS = 84 \left[ \frac{kg}{h} \right]. \quad (2.4)$$

Síra, kterou je potřeba vyvázat ze suroviny, je navázána na vodík podle reakce:



čímž vzniká sulfan. Balance molární hmotnosti tedy odpovídá reakci:



$$2,016 + 32,066 = 34,082 \left[ \frac{kg}{kmol} \right]. \quad (2.7)$$

Z uvedených dat lze tedy velmi jednoduše zjistit, jaká bude spotřeba  $H_2$  na vyvázání S ze suroviny. Tato spotřeba je označena jako SHS:

$$32,066 \left[\frac{kg}{h}\right] S \dots\dots\dots 2,016 \left[\frac{kg}{h}\right] H_2 \quad (2.8)$$

$$84 \left[\frac{kg}{h}\right] S \dots\dots\dots SHS \left[\frac{kg}{h}\right] H_2 \quad (2.9)$$

$$SHS = \frac{84}{32,066} \cdot 2,016 = 5,281 \left[\frac{kg}{h}\right] H_2 \quad (2.10)$$

Stejným způsobem se pak vypočte množství vzniklého sulfanu  $H_2S$ :

$$32,066 \left[\frac{kg}{h}\right] S \dots\dots\dots 34,082 \left[\frac{kg}{h}\right] H_2S \quad (2.11)$$

$$84 \left[\frac{kg}{h}\right] S \dots\dots\dots x \left[\frac{kg}{h}\right] H_2S \quad (2.12)$$

$$x = \frac{84}{32,066} \cdot 34,082 = 89,281 \left[\frac{kg}{h}\right] H_2S \quad (2.13)$$

Odečtem spotřeby vodíku na vyvázání síry SHS od chemické spotřeby vodíku na surovinu se získá spotřeba vodíku na nasycení vazby:

$$SHN = CHSH - SHS = 33,6 - 5,281 = 28,319 \left[\frac{kg}{h}\right] H_2. \quad (2.14)$$

Úbytek hmoty suroviny US je součtem úbytku hmoty na novotvorbu UN a obsahu síry v surovině:

$$US = UN + OS = 256,2 + 84 = 340,2 \left[\frac{kg}{h}\right]. \quad (2.15)$$

Přírůstek hmoty do suroviny PS je roven spotřebě vodíku na nasycení vazby SHN, tedy:

$$PS = SHN = 28,319 \left[\frac{kg}{h}\right]. \quad (2.16)$$

Celkový úbytek hmoty ze suroviny získáme odečtem zjištěného přírůstku hmoty PS od nalezeného úbytku US:

$$U = US - PS = 340,2 - 28,319 = 311,881 \left[\frac{kg}{h}\right]. \quad (2.17)$$

Nyní je potřeba převést hodnotu celkového úbytku hmoty ze suroviny U na úbytek hmoty na jednu frakci suroviny UF. Podle zadání suroviny je počet frakcí P roven 17. Celkový úbytek se tedy mezi frakce rozdělí rovnoměrně:

$$UF = \frac{U}{P} = \frac{311,881}{17} = 18,346 \left[\frac{kg}{h}\right]. \quad (2.18)$$

---

Pro výpočet stechiometrických koeficientů je také potřebné zjistit molekulové vlastnosti všech složek. Tuto možnost nabízí software CHEMCAD, který kromě toho, že nabízí rozsáhlou databázi chemických látek, disponuje i možností nadefinovat si vlastní látku. Této funkce bylo využito pro zadání suroviny do procesu. Poté, co je nová látka vytvořena, je možné zjistit vlastnosti takovéto látky. V CHEMCADu k tomu slouží cesta **Thermophysical** → **Component Database** → **View/Edit Simulation Component**.

Na každou ze složek suroviny připadá tedy i nějaké množství průtoku, které je uvedeno ve vlastnostech vstupního proudu. Podle tohoto množství byla vybrána klíčová složka reakce, kterou se stala složka z největším průtočným množstvím. V našem případě je to frakce s označením NBP660C, jejíž průtok činí 1988,32 kg/h.

Hodnoty stechiometrických koeficientů všech frakcí se vypočítají ze vzorce

$$sk_i = \frac{PU_i}{Gk} \cdot \frac{M_k}{M_i}, \quad (2.19)$$

kde PU [kg/h] značí přírůstek či úbytek, který byl zjištěn výše, M [kg/mol] je molární hmotnost frakce, G<sub>k</sub> [kg/h] je hodnota rovna hmotnostnímu průtoku klíčové složky NBP660C a M<sub>k</sub> [kg/mol] je její molární hmotnost.

V tabulce 2.5 jsou uvedeny všechny zjištěné hodnoty potřebné k výpočtu stechiometrických koeficientů, stejně jako již vypočtené stech. koeficienty. Klíčová složka je označena tučně.

Tabulka 2.5: Výpočet stechiometrických koeficientů.

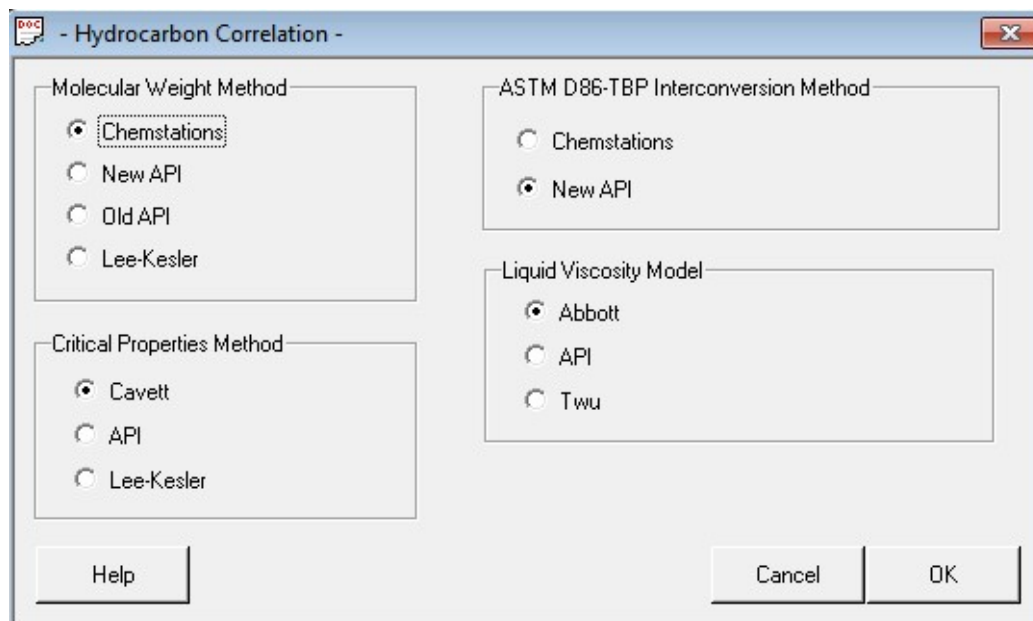
Složka	PU <sub>i</sub> [kg/h]	M <sub>i</sub> [kg/mol]	sk <sub>i</sub> [-]
H <sub>2</sub>	-33,6	2,016	-5,46773
H <sub>2</sub> S	+89,3	34,082	0,85939
CH <sub>4</sub>	+37,8	16,042	0,77302
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	+29,4	30,068	0,32078
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	+21,0	44,094	0,15624
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	+15,4	58,120	0,08693
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	+12,6	58,120	0,07112
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	+28,0	72,149	0,12732
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	+28,0	86,172	0,10659
nC <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	+28,0	100,210	0,09167
nC <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	+28,0	114,220	0,08042
nC <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	+28,0	128,250	0,07162
NBP159C	-18,346	133,706	-0,04501
NBP173C	-18,346	141,792	-0,04245
NBP186C	-18,346	150,179	-0,04008
NBP199C	-18,346	158,890	-0,03788
NBP213C	-18,346	167,941	-0,03584
NBP235C	-18,346	183,393	-0,03282
NBP265C	-18,346	206,417	-0,02916
NBP295C	-18,346	231,435	-0,02601
NBP325C	-18,346	265,423	-0,02268
NBP355C	-18,346	294,228	-0,02046
NBP385C	-18,346	324,594	-0,01854
NBP423C	-18,346	366,086	-0,01644
NBP471C	-18,346	420,486	-0,01431
NBP518C	-18,346	478,855	-0,01257
NBP565C	-18,346	530,817	-0,01134
NBP613C	-18,346	590,760	-0,01019
<b>NBP660C</b>	<b>-18,346</b>	<b>652,296</b>	<b>-0,00923</b>

#### 2.2.4. Nastavení vstupních proudů

Do sestavovaného modelu vstupují tři vstupní proudy (viz kap. 2.1.2), z nichž dva obsahují pouze vodík. V jednom případě je to uhlovodíková surovina pro hydrogenační rafinaci, tedy ta ropná frakce, která má být odsířena a zpracována do požadované podoby. Jak již bylo zmíněno výše, hodnoty této frakce (těžký topný olej) byly převzaty ze vzorového modelu, který je součástí balíčku softwaru CHEMCAD (viz kap. 2.1.2).

Jediným způsobem transferu specifikace této frakce ze vzorového modelu destilace do řešeného modelu hydrogenační rafinace je vygenerování dat destilační křivky pro tuto látku a takto získaná data zadat jako novou surovinu do nového modelu. K získání dat destilační křivky slouží nástroj v CHEMCAD, ke kterému vede cesta **Report** → **Pseudocomponent Curves**. Tímto způsobem lze dospět k datům destilační křivky, které tento software nabízí v několika variantách podle různých metod. Námi zvolené hodnoty křivky byly pro metodu TBP 1 atm (True Boiling Point).

Získaná data se do modelu vkládají cestou **Thermophysical** → **Pseudocomponent Curves**. Zde se vyplní požadované informace. Na obrázku 2.5 je znázorněno dialogové okno, kde se nastavují korelační metody pro danou křivku. V tomto případě jsou zvoleny stejné metody, které pro tu samou frakci byly použity ve vzorovém modelu.



Obrázek 2.5: Metody korelace.

V další části se nastavují teplotní rozsahy křivky a počet bodů, které je potřeba v daném rozsahu definovat. Pak jsou nastaveny obecné vlastnosti (viz Obr. 2.6). Zde se nastavuje typ destilační křivky a celkový průtok. Po těchto nastaveních se zadávají data destilační křivky, tedy procentuální objem a teploty varu pro nejméně pět bodů. Tato data byla zkopírována ze vzorového modelu. Hodnoty již byly znázorněny v tabulce 2.2. Následně se vykreslí zadaná destilační křivka, která je na obrázku 2.3. Po uložení a uzavření zadávacího okna se vytvořené pseudokomponenty zapojí do simulace a jejich množství je možno nastavovat v každém proudu, kde se jednotlivé komponenty nachází za označením NBP s číslem teploty, pro kterou byla křivka zadávána.

**Bulk Properties**

Distillation Curve:  Stream ID: 1

**Distillation Curve Type:**

- ☐ 1. D86 at 1 atm
- ☒ 3. TBP 1 atm
- ☐ 4. TBP 10 mmHg
- ☐ 6. TBP specify pressure
- ☐ 5. D1160 specify pressure
- ☐ 2. D1160 10 mmHg
- ☐ 7. D2887 (Gas Chromatography)

Select total flow units:

Total flow rate:

Water flow rate:

Light ends flow unit:

Distillation curve:

☐ Blend distillation curves

☒ Do not blend distillation curves

**Gravity type:**

☒ 1. API gravity

☐ 2. Specific gravity

Bulk gravity:

Optional data:

☐ Viscosity

☒ Edit next stream

☐ Edit specified stream

☐ Exit bulk properties.

Stream:

Buttons: Help, Cancel, OK

Obrázek 2.6: Obecné vlastnosti.

Ostatní komponenty potřebné pro tento simulační model je možné vybrat přímo z databáze softwaru, která se nachází v sekci **Thermophysical** pod označením **Select Components**. Zde se objeví dialogové okno, které je na obrázku 2.7. V něm se nachází dvě menší okna. V levém se nalézají jednotlivé látky, které se pak přesunou do pravého okna, který tvoří onen potřebný výběr složek. Pro tento případ se jednalo o složky  $H_2$ ,  $H_2S$ ,  $CH_4$ ,  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$ ,  $iC_4H_{10}$ ,  $nC_4H_{10}$ ,  $nC_5H_{12}$ ,  $nC_6H_{14}$ ,  $nC_7H_{16}$ ,  $nC_8H_{18}$ ,  $nC_9H_{20}$ .

**Select Components**

Available Components:

ID	Name	CAS	Formula	Last Modifi...	Source
1	Hydrogen	1333...	H2	11/3/201...	System
2	Methane	74-82-8	CH4	11/3/201...	System
2	Methyl hydride	74-82-8	CH4	11/3/201...	System
3	Bimethyl	74-84-0	C2H6	11/3/201...	System
3	Dimethyl	74-84-0	C2H6	11/3/201...	System
3	Ethane	74-84-0	C2H6	11/3/201...	System
3	Ethyl hydride	74-84-0	C2H6	11/3/201...	System
3	Methylmethane	74-84-0	C2H6	11/3/201...	System
4	Propyl hydride	74-98-6	C3H8	11/3/201...	System
4	n-Propane	74-98-6	C3H8	11/3/201...	System
4	Propane	74-98-6	C3H8	11/3/201...	System
4	Freon 290	74-98-6	C3H8	11/3/201...	System

Selected Components:

Name	CAS	Last Modifi...
Hydrogen	1333...	11/3/2011...
Hydrogen Sulfide	7783-0...	11/3/2011...
Methane	74-82-8	11/3/2011...
Ethane	74-84-0	11/3/2011...
Propane	74-98-6	11/3/2011...
I-Butane	75-28-5	11/3/2011...
N-Butane	106-97-8	11/3/2011...
N-Pentane	109-66-0	11/3/2011...
N-Hexane	110-54-3	11/3/2011...
N-Heptane	142-82-5	11/3/2011...
N-Octane	111-65-9	11/3/2011...
N-Nonane	111-84-2	11/3/2011...

Buttons: Top, Up, Down, Bottom, Delete, Clear, Copy From Another Simulation, Cancel, OK

Search:  Next

Options Advanced

Obrázek 2.7: Výběr látek do procesu.

Po tomto sestavení palety všech látkových komponent, které se mají v procesu vyskytovat a které jsou nastaveny a vytvořeny, je potřeba nastavit také vstupní proudy. Pro vytvoření vstupů do modelu simulace slouží prvek, který je znázorněn na obrázku 2.8. Obdobný prvek se pak používá pro výstupy z procesu.



Obrázek 2.8: Značka pro prvek vstupu do procesu.

V další podkapitole bude popsáno konkrétní nastavení jednotlivých aparátů, jejichž prvky je potřeba propojit, aby vznikly proudy modelovaného procesu. Propojením vstupního prvku s dalšími prvky tedy dojde k vytvoření vstupních proudů. Už výše bylo popsáno, že vstupy do procesu jsou tři. Stavové hodnoty těchto proudů, které je potřeba nastavit, jsou popsány v tabulce 2.3. Jak se tyto hodnoty nastavují do jednotlivých proudů je zobrazeno na obrázku 2.9.

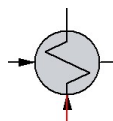
Stream No.	1	8	20
Stream Name	Surovina	Vodík 1	Vodík 2
Temp C	77	95	95
Pres kPa	500	4600	4600
Vapor Fraction	0	1	1
Enthalpy kW	-817.921	473.666	61.9737
Total flow	14000	1670	218.5
Total flow unit	kg/h	kg/h	kg/h
Comp unit	mole frac	mole frac	mole frac
Hydrogen	0	1	1
Hydrogen Sulfide	0	0	0
Methane	0	0	0
Ethane	0	0	0
Propane	0	0	0
I-Butane	0	0	0
N-Butane	0	0	0

Obrázek 2.9: Nastavení vstupních proudů.

## 2.2.5. Nastavení aparátů

V této části bude podrobně popsáno nastavení jednotlivých aparátů v modelu, aby bylo dosaženo úspěšného výchozího nastavení simulačního modelu, který následným výpočtem povede k požadovaným reálným hodnotám proudů (podle zadání uvedeného v kap. 2.1.1).

## Výměníky tepla 1, 2, 3



Obrázek 2.10: Značka pro výměník tepla.

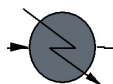
Výměník tepla 1 je první z trojice procesních výměníků tepla, které jsou přítomny v modelovaném procesu a využívají jeden procesní proud k přehřevu druhého. Tyto výměníky se značí stejně jako na obrázku 2.10. Otevřením tohoto prvku se nabídne dialogové okno, ve kterém je možno nastavit potřebný údaj k zprovoznění prvku. Jelikož je dáno jaké teploty mají v některých proudech být podle zadání v sekci 2.1.1, nastavíme tyto výměníky parametrem teploty ve známém proudu. V případě výměníku 1 je nastavena cílová teplota proudu 2 na hodnotu 108 °C. Toto nastavení je zobrazeno na obrázku 2.11.

Obrázek 2.11: Nastavení výměníku 1.

Další výměníky 2 a 3 se nastaví obdobně, přičemž výměník tepla 2 má zajistit teplotu 193 °C v proudu 15 a výměník 3 má za cíl ohřát vodík v proudu 10 na teplotu 130 °C.



## Chladicí jednotky 4, 5, 6



Obrázek 2.12: Značka pro chladicí jednotku.

Chladicí jednotky, které se v modelu značí stejně jako na obrázku 2.12, slouží v procesu k dochlazení některých proudů. Nastavují se obdobně jako výměníky a to v jejich dialogovém okně, které je znázorněno na obrázku 2.13. Pro použití v simulaci stačí zadat, na jakou teplotu bude ten konkrétní proud ochlazen. Na obr. 2.13 je zobrazeno nastavení chladiče 4, který ochlazuje proud 12 na výstupu z kolony 11. Chladicí jednotka 5 dochlazuje proud 4 na výstupu z výměníku tepla 1 a to na teplotu 70 °C. Proud 22, který je již ochlazen po přenosu tepla ve výměníku 3, je ještě dochlazen jednotkou 6 na 30 °C.

- Simple Heat Exchanger (HTXR) -

Specifications | Utility Rating | Cost Estimations

Pressure drop:  kPa ID: 4

For design mode, enter only ONE of the following:

Temperature of stream 11	<input type="text" value="30"/>	C
Vapor fraction of stream 11	<input type="text"/>	
Subcooling for stream 11	<input type="text"/>	C
Superheat for stream 11	<input type="text"/>	C
Heat Duty	<input type="text"/>	kW
Delta T stream 11 - stream 12	<input type="text"/>	C

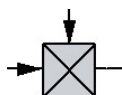
Backcalc Mode (for Autocalc):

Calculated Heat Duty	<input type="text" value="-235.461"/>	kW
LMTD (End points)	<input type="text"/>	C
LMTD Corr Factor	<input type="text" value="1"/>	
Utility Flow rate (see Rating Case)	<input type="text"/>	kg/h

Help Cancel OK

Obrázek 2.13: Nastavení chladicí jednotky 4.

## Směšovač 7

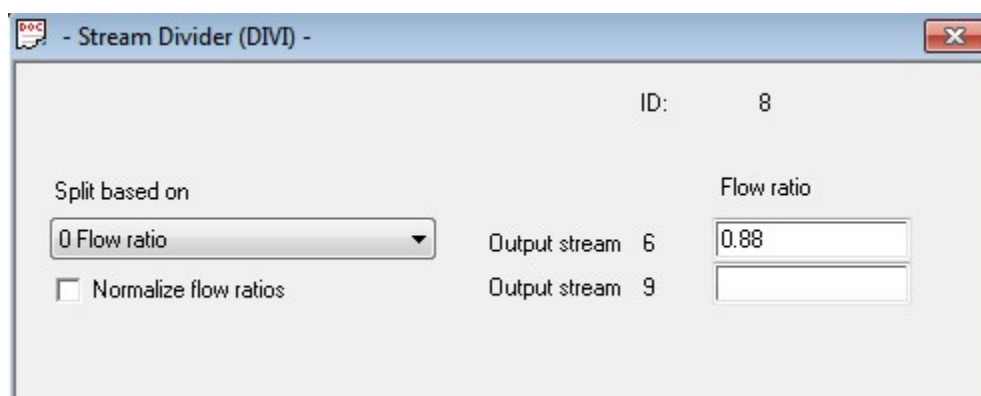


Obrázek 2.14: Značka pro směšovač.

Směšovač je jednotka, která má za úkol smíchat proudy do ní vedoucí v jeden. Jediné nastavení, které lze provést, je zadání výstupního tlaku. Směšovač 7, který je v procesu jediný svého druhu, smíchává proud ohřáté suroviny 2 a proud ohřátého vodíku 10. Na výstupu je pak proud 3, který obsahuje složení obou zmíněných proudů a tlak tohoto proudu je nastaven na 4 600 kPa.

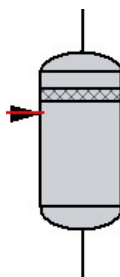
## Rozdělovač 8

Pro rozdělovací jednotku se používá obdobná ikona, jako u směšovače na obr. 2.14, přestože funkce je přesně opačná. Cílem je jeden proud, který do jednotky vchází, rozdělit na více proudů, v tomto případě na dva. V nastavení aparátu je na výběr více možností, podle jakého klíče bude proud rozdělen. V případě rozdělovače 8 je nastavení zobrazeno na obr. 2.15, ze kterého je patrné, že proud se rozděluje na základě průtočného poměru. Tedy do proudu 6, kterým proudí produkt celého procesu, putuje 88 % průtoku proudu 5. Zbytek proudí jako recykl proudem 9 zpět do kolony 11.



Obrázek 2.15: Nastavení rozdělovače 8.

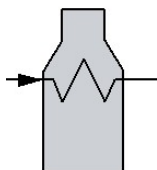
## Separátory 10, 12



Obrázek 2.16: Značka pro separátor.

Principem separátoru je rozdělit od vstupujícího parokapalného proudu parní a kapalnou frakci. Tato funkce je základním nastavením této jednotky, tudíž pro její funkčnost není potřeba nic zadávat. V nastavení však můžeme vybrat z několika módů, ve kterých separátor pracuje. Tyto módy jsou složeny z různých kombinací teplot, tlaků a dalších veličin, při kterých aparát pracuje. V tomto případě je vybrán základní mód, který použije teplotu i tlak stejné jako v proudu, který do separátoru vchází. Toto nastavení platí pro oba v procesu použité separátory.

### Ohřevná pec 13



Obrázek 2.17: Značka pro ohřevnou pec.

Ohřevná pec 13 je do procesu zařazena jako horká utilita, která má za cíl dohřát směs suroviny a vodíku v proudu 15 na potřebnou teplotu pro hydrorafinační reakci pro reaktor 14. Nastavení tohoto aparátu je obdobné jako u všech ostatních zařízení podobného typu. Nastavuje se zde teplota, které má být dosaženo na výstupu z pece, a popř. další podmínky jako např. tlaková ztráta. Na obr. 2.18 je uvedeno nastavení pece 13, jejíž výstupní teplota má být 289 °C a tlaková ztráta 50 kPa.

Specifications		Cost Estimation	
		ID: 13	
Required Input:			
Temperature out	289	C	
Optional Input:			
Pressure drop	50	kPa	
Rated heat duty		kW	
Fuel heating value		BTU/SCF	
Thermal efficiency		Default= .75	
Calculated Results:			
Heat absorbed	1666.57	kW	
Fuel usage	8424.54	SCF/Hr	

Obrázek 2.18: Nastavení ohřevné pece 13.

## Stechiometrický reaktor 14



Obrázek 2.19: Značka pro reaktor 14.

Jádrem celého simulačního modelu procesu je stechiometrický reaktor 14, kde probíhají hlavní hydrorafinační reakce. Pro správný průběh reakce je nezbytné tento aparát správně nastavit. Pro tyto účely byly výše v části 2.2.3 prováděny pomocné výpočty, které vedly k nalezení stechiometrických koeficientů všech prvků v reakci a také k určení klíčové složky reakce. Tyto výsledky jsou shrnuty v tabulce 2.5.

V dialogovém okně reaktorové jednotky v modelu je potřebný prostor pro správné nastavení. Toto okno obsahuje dvě záložky a je zobrazeno na obr. 2.20. Nejprve je potřeba specifikovat reakci z hlediska tepelného. V tomto případě se jedná o izotermickou reakci, tudíž je vybrána položka **2. Isothermal** s teplotou 289 °C, při které vchází směs do reaktoru. Dále se z nabídky vybere klíčová složka, jejíž výběr byl popsán výše a k tomu příslušný stechiometrický koeficient klíčové složky. Následně jsou do tabulek k jednotlivým složkám zadávány vypočtené stechiometrické koeficienty (viz Obr. 2.20).

**General Specifications** ID: 14

Specify Thermal Mode:

- ☐ 1. Adiabatic
- ☒ 2. Isothermal 289 °C
- ☐ 3. Heat Duty -210.91 kW

Key Component: 31 NBP660C

Frac. Conversion: 0.00923

Heat of Reaction: kJ/kmol

Reactor Pressure: kPa

Calc H of Reac: -2.45167e+007 kJ/kmol

Stoichiometric Coefficients: 0. Mole base

Hydrogen	-5.4677	Ethane	0.32077	N-Butane	0.07112
Hydrogen	0.85935	Propane	0.15624	N-Pentane	0.12731
Methane	0.77302	I-Butane	0.08692	N-Hexane	0.10655

**More Components** ID: 14

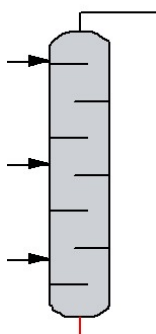
Components 10-45 stoichiometric coefficients

N-Heptane	0.091665	NBP295C	-0.02601	N/A
N-Octane	0.080422	NBP325C	-0.02268	N/A
N-Nonane	0.071624	NBP355C	-0.02046	N/A
DEA		NBP385C	-0.01854	N/A
Water		NBP423C	-0.01644	N/A
NBP159C	-0.04501	NBP471C	-0.01431	N/A
NBP173C	-0.04245	NBP518C	-0.01257	N/A
NBP186C	-0.04008	NBP565C	-0.01134	N/A
NBP199C	-0.03788	NBP613C	-0.01019	N/A
NBP213C	-0.03584	NBP660C	-0.00923	N/A
NBP235C	-0.03282	N/A		N/A
NBP265C	-0.02916	N/A		N/A

Obrázek 2.20: Nastavení stech. reaktoru 14.

## Kolona 11

Technologická funkce tohoto aparátu je popsána výše v podkapitole 2.2.2. Do kolony vstupují tři proudy a dva vystupují. V koloně probíhá stripovací proces a podle toho je potřeba ji nastavit. Na obr. 2.22 je nastavení tohoto aparátu. Kromě nastavení pracovního tlaku 30 kPa jsou zde nastaveny další nezbytné parametry pater. Počet te-



Obrázek 2.21: Značka pro kolonu 11.

oretických pater kolony je 20. Vstupní proudy jsou do kolony nastříkovány rovnoměrně. Recykl v proudu 9 je nastříkovan na první patro kolony, oddělená kapalná složka reakčního produktu v proudu 13 je nastříkována na 10. patro a přídavný vodík proudu 20 putuje na poslední 20. patro. V záložce **Specification** je pak ještě nastaven přehřívák, který zajišťuje, aby pracovní teplota v koloně a tedy i teplota produktu ze spodku kolony, byla rovna 213.4 °C.

TOWER Distillation Column -

General Specifications Convergence Cost Estimation 1 Cost Estimation 2

General Model Parameters ID: 11

Condenser type 0 Total or no condenser

Subcooled temp. C

Top pressure 30 kPa

Cond press drop kPa

Colm press drop kPa

Reflux pump pout kPa

Bottom pump pout kPa

No. of stages 20

Feed stages:

Feed tray for stream 9 1

Feed tray for stream 13 10

Feed tray for stream 20 20

Ambient heat transfer

Heat transfer area/stage m2

Heat transfer coeff. (U) W/m2-K

Ambient temperature C

Help Cancel OK

Obrázek 2.22: Nastavení dest. kolony 11.

---

### 2.2.6. Simulace a získání výsledků

V předchozí podkapitole bylo popsáno nastavení proudů a aparátů v modelu. Je však důležité podotknout, že tento popis je již popisem konečného nastavení, které je funkční. V průběhu tvorby modelu se nastavení různě mění a upravuje, zvláště pak v případě, kdy není k dispozici dostatek informací. Pokud se provede zapojení a nastavení všech proudů a aparátů, přechází se ke spuštění simulace. Při prvotních pokusech se často objeví místa v modelu, která z nějakého důvodu nepracují tak, jak by měla. V těchto případech, kterých i ve zde popisovaném problému nebylo málo, je potřeba zkontrolovat zadaná data, zkoušet různé možnosti nastavení a sledovat, co se při různých nastaveních děje, které části jsou čím ovlivňovány apod. K vyřešení těchto problémů je potřeba inženýrského přístupu a znalostí tak, aby výsledky získané simulací měly vypovídající hodnotu a bylo s nimi možné pracovat dále.

Pokud se spustí simulace a výpočet úspěšně proběhne a zkonverguje, je na místě vyexportovat získaná výsledná data. Existuje řada způsobů jak výsledná data ze simulace obdržet. V sekci **Format** je možnost vygenerovat tabulku dat pro vybrané proudy či vybrané aparáty. Je zde také možnost nastavit si konkrétní hodnoty, které požadujeme zobrazit.

Dále je možnost exportovat data proudů a to buď jejich složení nebo jejich vlastnosti. Tlačítka **View all stream compositions** a **View all stream properties** se tato data dají získat a pokud například v nastavení určíme export dat do souboru formátu .xlsx, můžeme tato data získat rovnou pohodlně vykreslená v programu Excel.

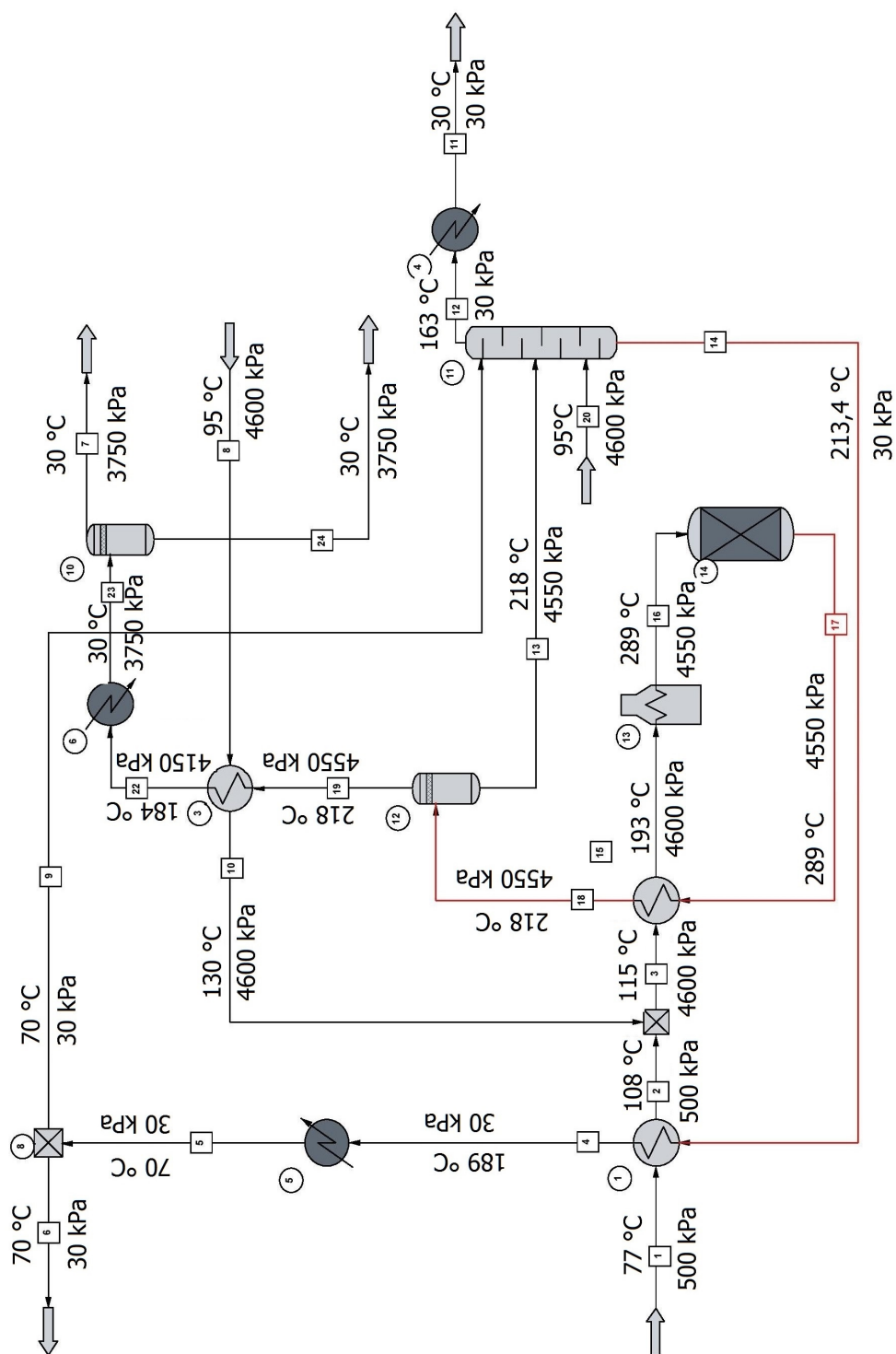
Samozřejmě vypočtené hodnoty aparátů je možné vidět i přímo v dialogovém okně každého aparátu, kde se zařízení nastavovalo. Nenachází se zde však všechny informace a použití těchto dat není nijak praktické, slouží totiž spíše k rychlému nahlédnutí do výsledků přímo v modelu.

Popisované způsoby jsou zpravidla nejčastější pro získání dat, pokud však je potřeba najít nějaká další konkrétní data nebo je dopočítat, disponuje CHEMCAD řadou nástrojů, které k tomu dopomohou. S některými z nich se bude ještě pracovat v této diplomové práci v dalších kapitolách.

## 2.3. Výsledky simulace procesu

Výsledků, které je možné exportovat z funkční simulace, je celá řada. Pro každý proud i aparát lze najít množství hodnot, které mohou posloužit k další práci.

Naprosto základními hodnotami proudů je teplota a tlak. Proto pro představu je na obr. 2.23 schéma modelu doplněné o hodnoty teplot a tlaků každého proudu. Ostatní vlastnosti proudů a jejich složení lze nalézt v příloze 1 a 2 (viz str. 74) diplomové práce, kde se také nachází výsledné parametry použitých aparátů.



Obrázek 2.23: Schéma modelu s hodnotami teplot a tlaků v proudech.





---

## 3. Kontrolní tepelně-hydraulické výpočty procesních výměníků tepla

Studovaný proces hydrogenační rafinace obsahuje síť výměníků tepla, která se stává předmětem další práce. Simulační model v předchozí části zajistil získání potřebných procesních dat k tomu, aby bylo možné pokračovat v dalších krocích s cílem optimalizovat výměníkovou síť. S využitím zmíněných softwarů budou provedeny tepelně-hydraulické výpočty výměníků tepla za výchozích podmínek.

### 3.1. Úvod do tepelně-hydraulických výpočtů a výchozí data

Každý software, který slouží jako nástroj pro tepelně-hydraulické výpočty výměníků tepla, vychází samozřejmě ze základních poznatků v oblasti tepelných pochodů. Očekává se, že výpočtové programy disponují těmi nejpřesnějšími a tudíž i nejsložitějšími vztahy. Je však jisté na místě uvést základní vztahy používané i pro ruční výpočty a kterými lze výsledky výpočtových programů do jisté míry kontrolovat.

#### 3.1.1. Tepelně-hydraulické výpočty

Do výměníku tepla se přivádí horký a chladný proud. **Rovnice tepelné bilance** říká, že tepelný tok odevzdaný horkým proudem  $\dot{Q}_H$  je roven tepelnému toku, který je přenesen do chladného proudu  $\dot{Q}_C$ , a ztrátám tepla do okolí  $\dot{Q}_Z$ . Platí tedy:

$$\dot{Q}_H = \dot{Q}_C + \dot{Q}_Z \text{ [W]}. \quad (3.1)$$

Uvažuje-li se, že horké médium proudí trubkami a chladné tedy mezitrubkovým prostorem, platí dále:

$$\dot{Q} = \dot{m}_H \cdot \overline{c_{pH}} \cdot (T_{Hin} - T_{Hout}) = \dot{m}_C \cdot \overline{c_{pC}} \cdot (T_{Hout} - T_{Hin}), \quad (3.2)$$

kde  $\dot{Q}$  je tepelný výkon [W],  $\dot{m}$  značí hmotnostní průtok [kg/s], teploty  $T_{Hin}$  a  $T_{Hout}$  jsou teplotami horkého proudu na vstupu a na výstupu [°C] stejně jako  $T_{Hin}$ ,  $T_{Hout}$  u chladného proudu.

S rovnicí tepelné bilance musí korespondovat i **rovnice výměny tepla**, která udává vztah pro celkový tepelný výkon přenášený plochou výměny tepla:

$$\dot{Q} = A \cdot k \cdot \Delta T, \quad (3.3)$$

kde  $A$  značí plochu výměny tepla [m<sup>2</sup>],  $k$  je součinitel prostupu tepla [W/m<sup>2</sup>K] a  $\Delta T$  znamená střední teplotní rozdíl [°C] (ozn. také EMTD, MTD), který je dán:

$$\Delta \bar{T} = F \cdot \Delta \bar{T}_{ln}. \quad (3.4)$$

V tomto vztahu vyjadřuje  $F$  korelační součinitel [-] a  $\Delta\bar{T}_{ln}$  je střední logaritmický teplotní rozdíl [°C] (ozn. také jako LMTD).

Střední logaritmický teplotní rozdíl  $\Delta\bar{T}_{ln}$  vyjadřuje rozdíl mezi středními hodnotami logaritmických křivek, které charakterizují teplotní průběh obou proudů vstupujících do tepelného výměníku.

$$\Delta\bar{T}_{ln} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \quad (3.5)$$

Hodnota  $\Delta\bar{T}_{min}$  vyjadřuje menší teplotní rozdíl a  $\Delta\bar{T}_{max}$  větší z rozdílů teplot proudů na jedné nebo druhé straně podle typu toku. U souproutvého výměníku je na jedné straně rozdíl vstupních a na druhé straně rozdíl výstupních teplot. U toku protiproutvého je na jedné straně rozdíl teploty vstupní horkého proudu a výstupní chladného proudu a na druhé straně je to naopak.[4]

Množství tepla procházejícího konstrukcí výměníku o ploše  $1 \text{ m}^2$  při rozdílu teplot povrchů  $1 \text{ K}$  je vyjádřeno **součinitelem prostupu tepla  $k$** , který je pro trubkový výměník dán vztahem:

$$k = \frac{1}{\frac{d_2}{d_1} \cdot \frac{1}{\alpha_1} + \frac{d_2}{2\lambda_t} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (3.6)$$

kde  $\lambda_t$  je tepelná vodivost materiálu trubek [W/mK] a  $\alpha_1, \alpha_2$  jsou součinitele přestupu tepla v trubkovém, resp. mezitrubkovém prostoru [W/m<sup>2</sup>K].

**Hydraulická část** výpočtů je zaměřena na tlakové ztráty proudících látek, které je potřeba zjistit pro správné nastavení aparátů a posouzení jejich hospodárnosti. Tlaková ztráta v trubkovém prostoru výměníku tepla je definována vztahem:

$$\Delta p_{z1} = \Delta p_{t1} + \Delta p_{m1} [Pa], \quad (3.7)$$

který tuto ztrátu charakterizuje jako součet tlakové ztráty vyvolané třením  $\Delta p_{t1}$  a ztráty vyvolané místními odpory  $\Delta p_{m1}$ . Na tlakové ztráty má vliv převážně hustota média a rychlost proudění. V mezitrubkovém prostoru je tlaková ztráta popsána:

$$\Delta p_{z2} = \Delta p_{t2} = \Delta p_{to} + \Delta p_{tn} + \Delta p_{tv} [Pa], \quad (3.8)$$

kde  $\Delta p_{to}$  je tlaková ztráta třením při příčném obtékání trubek v přepážkovém prostoru svazku. V nepřepážkovém prostoru svazku je pak tlaková ztráta  $\Delta p_{tn}$  a ztráta  $\Delta p_{tv}$  definuje tlakovou ztrátu třením při podélném obtékání trubek v prostoru nad seříznutím přepážek. Tlakové ztráty v meziprostoru lze kromě geometrie trubkového svazku ovlivnit především roztečí přepážek a průměrem pláště.[4]

### 3.1.2. Výchozí geometrie výměníků tepla

Studovaný simulační model obsahuje tři výměníky tepla, které jsou na schématu modelu označeny jako aparáty 1, 2 a 3 (viz Obr. 2.4). Tyto výměníky budou dále označovány E1, E2, E3. Pro potřebu dalších výpočtů jsou k dispozici informace o těchto zařízeních, které jsou popsány v tabulce 3.1.

Tabulka 3.1: Výchozí geometrie výměníků tepla.

Výměník tepla		E1	E2 1/2	E3
Plocha	[m <sup>2</sup> ]	34,56	75,39	37,69
TEMA		AEU	AEU	AEU
Délka trubek	[m]	5,5	6,0	6,0
Vnější průměr trubek / Tl. stěny	[mm]	25/2,5	25/2,5	25/2,5
Uspořádání trubek	[°]	30	30	30
Stoupání trubek	[mm]	32	32	32
Počet chodů (Plášť / Trubky)		1-4	1-4	1-4
Průměr pláště	[mm]	440	440	440
Počet přepážek		30	20	20
Počet trubek		80	80	80
Rozteč přepážek	[mm]	150	240	240
Výška přepážky	[mm]	360	420	420

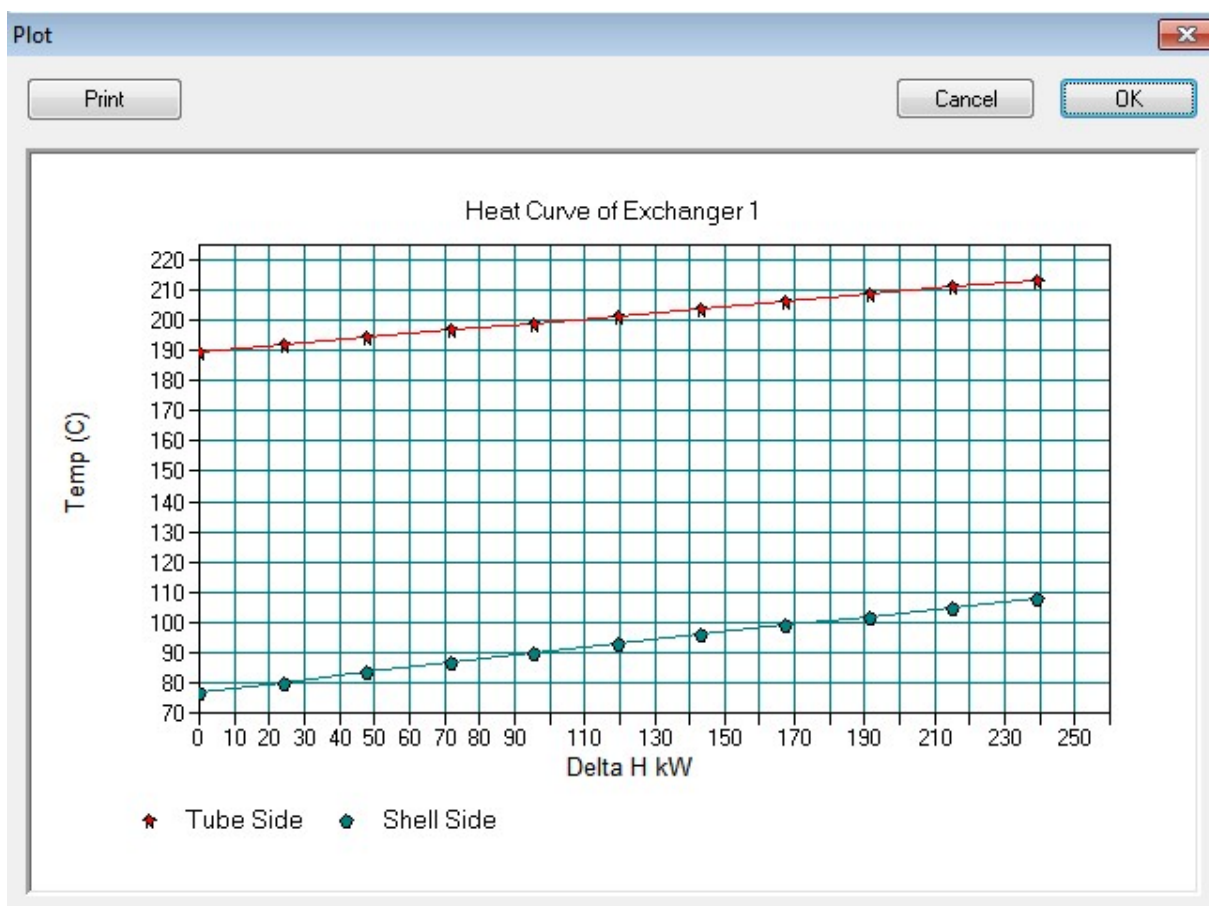
## 3.2. Kontrolní tepelně-hydraulické výpočty procesních výměníků v softwaru CHEMCAD

Software CHEMCAD disponuje modulem pro tepelně-hydraulické výpočty výměníků tepla. Tento nástroj se nazývá CC-THERM a je využit k následujícím výpočtům. V této části je popsán postup, který vede k dosažení výsledků zmíněných výpočtů v tomto softwarovém prostředí.

### 3.2.1. Provedení výpočtu

K tomu, aby mohly být provedeny tepelně-hydraulické výpočty studovaných trubkových výměníků E1, E2 a E3, slouží v programu CHEMCAD cesta **Sizing** → **Heat Exchangers** → **Shell&Tube**. Následně je uživatel postupně vyzván k zadávání potřebných dat.

V prvním kroku je možnost nastavení způsobu vykreslení teplotních křivek výměníku. Výchozí metoda "rosného bodu" je použita pro všechny tři výměníky tepla, stejně jako nastavení protiproudého typu. Následně jsou zmíněné křivky vykresleny, jak je patrné z obr. 3.1 pro zařízení E1.



Obrázek 3.1: Teplotní křivky výměníku E1.

Dalším krokem je nastavení obecných specifikací a metod výpočtu. Jak je patrné z obr. 3.2, v tomto nastavení lze využít celou řadu nastavení. Pro potřeby tohoto výpočtu jsou zadávána výchozí data z tab. 3.1 a ostatní nastavení jsou buď ponechána z výchozího nastavení nebo vynechána. Zde je tedy nastaven typ výměníku podle normy TEMA, který je u všech zmíněných výměníků AEU. Dále byly zvoleny zanášecí faktory proudů (viz Tab. 3.2) ze zdroje [5].

The image displays two side-by-side 'General Specifications' dialog boxes for Exchanger E1. The left dialog shows the 'General Information' tab with settings for Calculation mode (Rating), TEMA class (TEMA R), Orientation (Horizontal), and TEMA front/rear end heads (A - Channel & Removable Cover, E - One Pass, U - U-Tube Bundle). It also shows stream names (Surovina) and fouling factors (0.00018 for Tube Side, 0.00035 for Shell Side). The right dialog shows the 'Modeling Methods' tab, detailing TUBE SIDE METHODS (Laminar Flow, Eubank-Proctor, Turbulent Flow, Program Select, Single phase frictional pressure drop, Chen, Two phase frictional pressure drop, Lockhart Correlation, Void fraction, Premoli et. al. Model, Vertical condensation, VDI Film, Falling film evaporation, Hewitt et al.) and SHELL SIDE METHODS (Single phase, Stream Analysis, No vapor shear condensation, Horizontal, Nusselt, Vapor shear condensation, Horizontal, McNaught). It also includes checkboxes for SBG Multicomponent condensation, Parallel flow model, and SubCooling flow pattern, along with LMTD corr. factor and Warning level settings.

Obrázek 3.2: Obecná specifikace výměníku E1.

Tabulka 3.2: Součinitel zanášení výměníků tepla.[5]

Proud	Faktor zanášení [m <sup>2</sup> K/W]
1	0,00035
3	0,00035
4	0,00018
8	0,00018
17	0,00018
19	0,00176

V druhé kartě obecných specifikací je nastavení metod výpočtu. Každá z těchto metod má svá specifika, která zde nebudou rozváděna. Ovšem pro demonstraci závislosti výsledků výpočtu na nastavení metod byl proveden výpočet pro několik kombinací různých metod. Tyto kombinace budou popsány v další části věnované výsledkům.

Poslední sekci, kterou je potřeba popsat a nastavit je geometrie výměníku tepla. Opět je zde možnost nastavit mnohem více prvků, než máme k dispozici. Geometrie studovaných výměníků vychází z tab. 3.1. Jako příklad tohoto zadání je na obr. 3.3 znázorněno nastavení geometrie trubek v E1.

Number of tubes: 80

Number of tube passes: 4

Tube outer diameter: 0.025 m

Tube wall thickness: 0.0025 m

Tube length: 5.5 m

Roughness factor: 1.5748e-006 m

Tube pattern: Triangular (30)

Tube pitch: 0.032 m

Trufin tube code: Plain tube

Turbulator: No Turbulator

Tubesheet thickness: 0.025 m

Number of tubesheets: 1

Buttons: Help, Cancel, OK

Obrázek 3.3: Nastavení geometrie trubek výměníku E1.

Protože výměníkový uzel E2 je fyzicky tvořen dvěma paralelně zapojenými výměníky (viz Tab. 3.1), je třeba toto zohlednit při nastavení geometrie tohoto uzlu v programu.

Seříznutí přepážek v mezitrubkovém prostoru E1 a E2 je velmi malé a procentuálně vychází přibližně 4,5 %. Pro potřeby výpočtu ovšem bylo zvoleno seříznutí 5 %, jelikož nižší hodnotu program neakceptuje.

### 3.2.2. Výsledky výpočtu

Zadáním všech zmíněných parametrů potřebných pro výpočet se přechází k samotnému výpočtu. Ten se uskuteční pomocí tlačítka **Calculate**. Výsledná data lze pak exportovat pomocí **View Resultes** → **Summary Resultes**. Kompletní souhrn výsledků je k nalezení v příloze 3 (str. 86) diplomové práce. Výběr několika podstatných parametrů je v tab. 3.3.

Tabulka 3.3: Vybrané výsledky tepelně-hydraulického výpočtu v CHEMCAD.

		E1	E2	E3
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	33,50	73,89	36,94
LMTD	[°C]	106,85	89,50	86,90
Souč. prostupu tepla - vypočtené	[W/m <sup>2</sup> K]	222,88	838,59	263,22
Souč. prostupu tepla - požadované	[W/m <sup>2</sup> K]	66,28	185,40	73,45
Výkon	[kW]	237,29	1226,03	235,80
Dimenzování	[%]	236,24	352,32	258,37
Rychlost proudění - plášť	[m/s]	0,18	3,34	4,71
Rychlost proudění - trubky	[m/s]	0,76	4,16	32,87
Souč. přestupu tepla - plášť	[W/m <sup>2</sup> K]	559,6	18242,80	1285,50
Souč. přestupu tepla - trubky	[W/m <sup>2</sup> K]	604,59	2487,27	2145,04

Jak již bylo zmíněno, tepelně-hydraulický výpočet výměníků tepla v softwaru CHEMCAD nabízí možnost nastavení různých variant kombinací metod výpočtu (viz Obr. 3.2). Každá z metod má svá specifika, proto je na místě vyzkoušet více variant kombinací metod, díky čemuž lze srovnat odchylky v jejich výsledcích. Pro toto porovnání byly zvoleny čtyři varianty kombinací, z čehož varianta 1 je nastavení výchozí v softwaru. Výsledky této varianty jsou zmíněny v tab. 3.3 a v příloze 3 (viz str. 86). Porovnání výsledků různých variant je umístěno v příloze 4 (viz str. 89). Nastavení jednotlivých variant je následující:

Tabulka 3.4: Varianty kombinací metod výpočtu.		
	Varianta 1	Varianta 2
TUBE SIDE		
Laminar Flow	Eubank-Proctor	VDI-Mean Nusselt No.
Turbulent Flow	Program Select	ESDU
Single phase fric. press. drop	Chen	Blasius
Two phase fric. press. drop	Lockhart Correlation	Friedel (CISE) Corr.
Void fraction	Premoli et. al. Model	Premoli et. al. Model
SHELL SIDE		
Single phase	Stream Analysis	Kern
No vap. shear cond., Horiz.	Nusselt	Eissenberg
Vap. shear cond., Horiz.	McNaught	Taborek
	Varianta 3	Varianta 4
TUBE SIDE		
Laminar Flow	VDI-Mean Nusselt No.	Eubank-Proctor
Turbulent Flow	Sieder-Tate	Colburn
Single phase fric. press. drop	Blasius	Chen
Two phase fric. press. drop	Chisholm Correlation	Chisholm Corr.
Void fraction	Homogeneous Model	Lockhart&Martinelli
SHELL SIDE		
Single phase	Bell-Delaware	Bell-Delaware
No vap. shear cond., Horiz.	Eissenberg	Kern
Vap. shear cond., Horiz.	Nusselt	Taborek

### 3.3. Přenos dat fyzikálních vlastností ze softwaru CHEMCAD pro potřeby softwaru HTRI

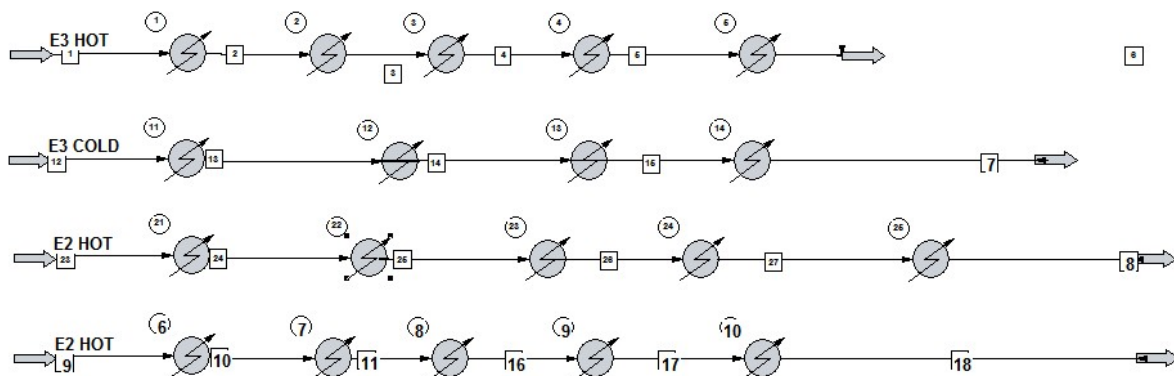
V této části se studie poprvé dostává k využití softwaru HTRI, který patří k nejlepším v oblasti výpočtových programů pro výměníky tepla. Na rozdíl od softwaru CHEMCAD, který je primárně zaměřen na simulaci chemických procesů a možnost tepelně-hydraulických výpočtů je zde pouze doplňkovým modulem, je HTRI zaměřen výhradně na výpočty zařízení pro přenos tepla.

Cílem této studie je prozkoumat potenciál intenzifikace přenosu tepla v procesu hydrogenační rafinace, což s sebou přináší vyšší nároky na tepelně-hydraulickou analýzu výměníkové sítě. Z toho důvodu je nezbytné do studie zapojit vhodnější softwarové nástroje, kterými jsou v tomto případě nástroje programu HTRI.

V simulovaném modelu hydrogenační rafinace bylo složení vstupní suroviny zadáváno pomocí destilační křivky. To má za následek, že nejsou k dispozici přesná data o prvkovém složení suroviny a dalších proudů, což vede ke komplikacím v transferu dat do jiných softwarů, které jsou do dané studie zapojeny.

Aby mohly být v HTRI počítány všechny tři studované výměníky tepla, je nezbytné definovat všechny proudy, které těmito výměníky prochází. Jediným vhodným způsobem, jak tato data přenést z modelu v CHEMCAD do softwaru HTRI, je analyzovat vlastnosti všech dotčených proudů pro různé teploty a tlaky. Taková data nelze jednoduše v modelu vygenerovat a je potřeba vytvořit nový CHEMCAD model.

Model, který umožní generovat vlastnosti proudů pro různé teploty a tlaky, je potřeba nastavit tak, že do nového modelu nastavíme složení prvků obdobným způsobem jako v případě přenášení složení suroviny, které bylo popisováno v části 2.2.4. Model bude složený jen z prvků pro vstup a výstup proudu a několika výměníků tepla (ohříváčů). Tyto aparáty sloužili k tomu, aby daný proud zpracovaly na požadovanou teplotu. Jelikož pro jeden proud bylo několik výměníků v řadě, bylo možné získat data proudu pro daný počet teplot za zadaného tlaku. Tyto teploty a tlaky byly voleny s ohledem na parametry v jakých se v procesu pohybují, aby výpočetní software, který je bude využívat, měl dostatečnou škálu informací o proudu v teplotní a tlakové oblasti, která bude při výpočtech užívána. Způsobem, který byl výše popisován, je model zapojen a propočítán. Ukázkové zapojení části pomocného modelu je na obr. 3.4.



Obrázek 3.4: Část pomocného modelu.

Pro potřeby 3 výměníků tepla je nezbytné propočítat 6 proudů, z nichž každý alespoň pro 2 různé hodnoty tlaku a 5–6 teplotních bodů. Převádění vlastností proudů z jednoho modelu do druhého, následný export získaných dat do softwaru Excel a jejich třídění a převádění na vhodné jednotky, aby je bylo možné využít v jiném softwaru, vyžaduje práci z nemalým množstvím číselných dat. Tato podrobná práce vyžaduje velké množství úsilí a obezřetnosti, aby nedošlo k znehodnocení počítaných dat a výsledky byly vypovídající.

### 3.4. Kontrolní tepelně-hydraulické výpočty procesních výměníků v softwaru HTRI

Software HTRI je považován obecně za nejlepší ve své oblasti výpočtových softwarů zaměřených na tepelně-hydraulické výpočty zařízení na výměnu tepla. V další části je popsáno, jak tento výpočtový nástroj využít pro analýzu výměníků tepla ve studovaném procesu a následně pro zjištění možností intenzifikace v optimalizovaném procesu.



### 3.4.1. Provedení výpočtu

V předchozí podkapitole 3.3 byl popsán složitý proces, který obnáší transfer dat vstupních proudů do výpočtu v HTRI. Ve výpočtovém okně softwaru HTRI se v levé části nachází strom s nabídkou nastavení výpočtu. Pro nastavení procesních dat je třeba využít kartu **Process**, kde je možné nastavit základní procesní parametry. To zahrnuje nastavení, ve kterém prostoru (trubkový či mezitrubkový) se nechází teplé médium, vstupní a výstupní teploty, hmotnostní průtoky, tlaky a faktory zanášení.

Vlastnosti proudů, tak jak byly exportovány a zpracovány podle části 3.3, je nutné zadat v části **Hot Fluid Properties** → **Grid Properties** a **Cold Fluid Properties** → **Grid Properties**. Zde se nachází tabulky, kde je možnost pro určitý tlak nastavit vlastnosti proudů pro různé teploty. Pro názornost je na obr. 3.5 zobrazena jedna z tabulek pro proudy ve výměníku tepla E1.

Physical Properties		Compositions		Heat release entered as		Property Generator...	
Set 1		30 kPa		Specific enthalpy		Property Generator...	
Temperature (C)		Enthalpy (kJ/kg)		Weight Fraction Vapor		Density (kg/m3)	
Required: Yes		No		No		Yes	
1	100	-175.61	6.43e-7	0.0197	0.0104	14.3472	0.2042
2	130	-112.41	5.21e-7	0.0191	0.0109	13.8087	0.2158
3	160	-45.605	4.4e-7	0.0216	0.0115	11.7102	0.2238
4	190	24.7413	4.05e-7	0.0335	0.0121	7.8835	0.2207
5	220	98.5473	2.29e-7	0.0695	0.0124	4.7783	0.1942
6							
7							
8							

Obrázek 3.5: Vlastnosti proudů v HTRI pro E1.

Vlastnosti proudů, které prochází studovanými výměníky tepla, jsou ve své podstatě shodné s vlastnostmi těchto proudů generovanými simulačním modelem v CHEMCAD. Tyto vlastnosti se nachází v příloze 2 (viz str. 80), proto není nutné již hodnoty uvádět.

V sekci **Input Summary** se nachází tabulka, ve které lze nastavit zadání hlavních parametrů od každé sekce. Pokud je zapotřebí detailnější nastavení např. geometrie, není problém v levém menu pod tlačítkem **Geometry** zvolit potřebné karty k podrobnému nastavení. Souhrn parametrů **Input Summary** je však pro kontrolní tepelně-hydraulický výpočet studovaných výměníků tepla dostačující. Ukázkové nastavení výměníku tepla E1 je na obrázku 3.6. Všechna nastavení výměníků tepla v HTRI je možné nalézt v příloze 5 (viz str. 90).

Samotné nastavení je velmi podobné jako u tepelně-hydraulického výpočtu v CHEMCAD, který je popsán v části 3.2. Nastavení v HTRI se liší jen v potřebě nastavit procesní veličiny, které jsou v CHEMCADU již nastaveny samotným simulačním modelem. Je nutné vložit tedy hmotnostní průtoky, teploty, tlaky a faktory zanášení. Data o geometrii výměníků byla použita naprosto shodná s daty pro tepelně-hydraulický výpočet v CHEMCAD. Upravena byla rozteč přepážek, jelikož software HTRI nenabízí nastavení přesného počtu přepážek, ale buď počet tzv. *crosspass*, tedy průchodů přes přepážky, kterých je logicky o jeden víc než samotných přepážek, nebo určí počet těchto průchodů podle zadané rozteče přepážek. Počet těchto průchodů ze zadané rozteče ovšem neodpovídal počtu přepážek, byla tedy rozteč upravena tak, aby nastavení přepážek odpovídalo nastavení v CHEMCAD a výsledky tak byly porovnatelné.

Obrázek 3.6: Nastavení E1 v HTRI.

### 3.4.2. Výsledky výpočtu

Provedení samotného výpočtu v HTRI je velmi snadné pomocí tlačítka **RUN**. Po provedení výpočtu se program přepne do karty **Report**, kde se nachází sumarizované výsledky výpočtu. V případě neúspěšného výpočtu, vypíše program chyby, které brání ve správném průběhu. Vybrané výsledky tepelně-hydraulického výpočtu všech výměníků jsou uvedeny v tabulce 3.5, podrobné zprávy k jednotlivým výměníkům jsou pak uvedeny v příloze 6 (viz str. 4.4.)

Tabulka 3.5: Vybrané výsledky tepelně-hydraulického výpočtu v HTRI.

		E1	E2	E3
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	33,81	76,36	38,18
EMTD	[°C]	107,00	89,20	86,80
Souč. prostupu tepla - vypočtené	[W/m <sup>2</sup> K]	139,31	180,11	125,64
Souč. prostupu tepla - požadované	[W/m <sup>2</sup> K]	63,44	179,12	71,26
Výkon	[kW]	243,00	1220,30	236,20
Dimenzování	[%]	119,61	0,55	76,31
Rychlost proudění - plášť	[m/s]	0,08	2,75	2,89
Rychlost proudění - trubky	[m/s]	0,72	18,12	31,95
Souč. přestupu tepla - plášť	[W/m <sup>2</sup> K]	303,23	238,66	198,71
Souč. přestupu tepla - trubky	[W/m <sup>2</sup> K]	382,65	1709,50	2531,10

---

### 3.5. Srovnání dosažených výsledků

Ve výsledcích kontrolních tepelně-hydraulických výpočtů studovaných výměníků, tak jak jsou obsaženy v tab. 3.3 a 3.5, lze pozorovat řadu odlišností, které mohou být způsobeny různými důvody.

Hodnoty teplosměnné plochy jsou ve výsledcích z HTRI mírně vyšší než z CHEMCAD. To je pravděpodobně způsobeno nižším seříznutím přepážek, které bylo v případě HTRI použito v původní hodnotě 4,54 %, zatímco v CHEMCAD se pracovalo s hodnotou 5 %, což byla nejnižší dovolená hodnota pro výpočet. Výrazný skok, který je možné zaznamenat u výměníku E2, je způsoben samozřejmě dříve zmiňovaným zapojením dvou paralelních výměníků tepla.

Výsledky výpočtu v CHEMCAD nabízí uživateli hodnotu LMTD, tedy střední logaritmický teplotní rozdíl, ale HTRI generuje hodnotu EMTD, což je střední teplotní rozdíl. Jak se tyto hodnoty liší je popsáno v úvodu do tepelně-hydraulických výpočtů (viz 3.1). I přesto se hodnoty výrazně neliší.

Výrazné rozdíly nastávají u součinitele prostupu tepla. Ten je přímo úměrný součinitelům přestupu tepla, proto jsou rozdíly mezi výsledky z CHEMCAD a z HTRI patrné u obou hodnot podobným rozdílem. Součinitel přestupu tepla je koeficient závislý na celé řadě veličin. Ovlivňuje jej rychlost proudění, tepelná vodivost média, měrná tepelná kapacita, viskozita či hustota. Určení tohoto součinitele není tedy snadné, přitom významně ovlivňuje návrh výměníku tepla. Pokud se z posuzovaných výpočtů hledají hodnoty, které mají větší výpovědní hodnotu, není výsledek jednoznačný. V případě CHEMCAD výpočtu lze předpokládat, že vzhledem k tomu, že tepelně-hydraulický výpočet zde čerpá z procesních dat simulačního modelu, bude disponovat větším množstvím dostupných informací o vlastnostech proudů, které zaručí přesnější výpočet. V případě HTRI, které má omezenější množství dat o prouděch, je však na místě očekávat, že ve výpočtech zohledňuje větší množství faktorů a používá při tom přesnější vztahy. Důkazem může být rozdíl v rychlostech proudů, který je zde také značný a to převážně v plášti. Jak bylo řečeno, rychlost také ovlivňuje součinitel přestupu tepla a samotná rychlost je zase ovlivněna geometrií výměníku, která je v tomto směru přesnější u HTRI (např. seříznutí přepážek).

Součinitel prostupu tepla je v tabulkách ve dvou formátech, kdy jeden je označen jako „vypočtené“ a druhý jako „požadované“. Zde lze sledovat zmíněný vztah geometrie výměníku a součinitele prostupu tepla. Totiž tzv. vypočtený součinitel prostupu tepla udává, jakého prostupu tepla je daný výměník o své geometrii schopen. Zatímco požadovaný součinitel ukazuje hodnotu prostupu tepla, který je v daném případě procesem požadován. Tento rozdíl je demonstrován hodnotou dimenzování, která je v tabulkách též uvedena a která procentuálně vyjadřuje o kolik je daný výměník předdimenzován nebo poddimenzován (se znaménkem minus). Z tohoto pohledu lze celkem jasně říci, že jsou ve studovaném procesu použity velmi předdimenzované výměníky tepla.

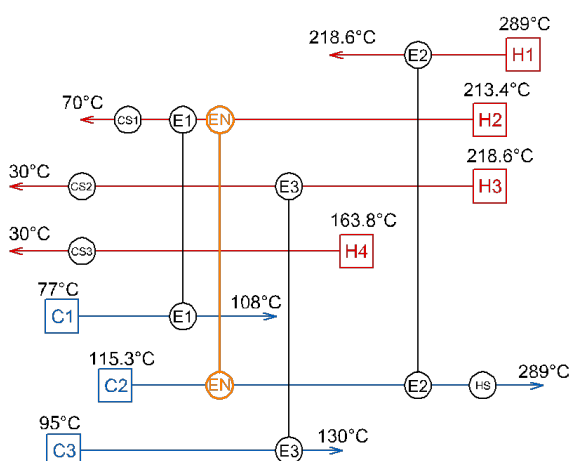


## 4. Simulace tepelně intenzifikovaného procesu hydrogenační rafinace plynového oleje

V předchozích kapitolách se dospělo k řadě výsledků, které dohromady tvoří pevný podklad k dosažení cíle této studie, kterým je identifikace potenciálu intenzifikace v procesu hydrogenační rafinace a dosáhnout tak vyšší úspory a efektivity v oblasti energií. Z výsledků dosažených v kapitole 3 se dále využívá pouze těch, které byly zjištěny pomocí softwaru HTRI.

### 4.1. Princip nalezení vhodné intenzifikační úpravy procesu

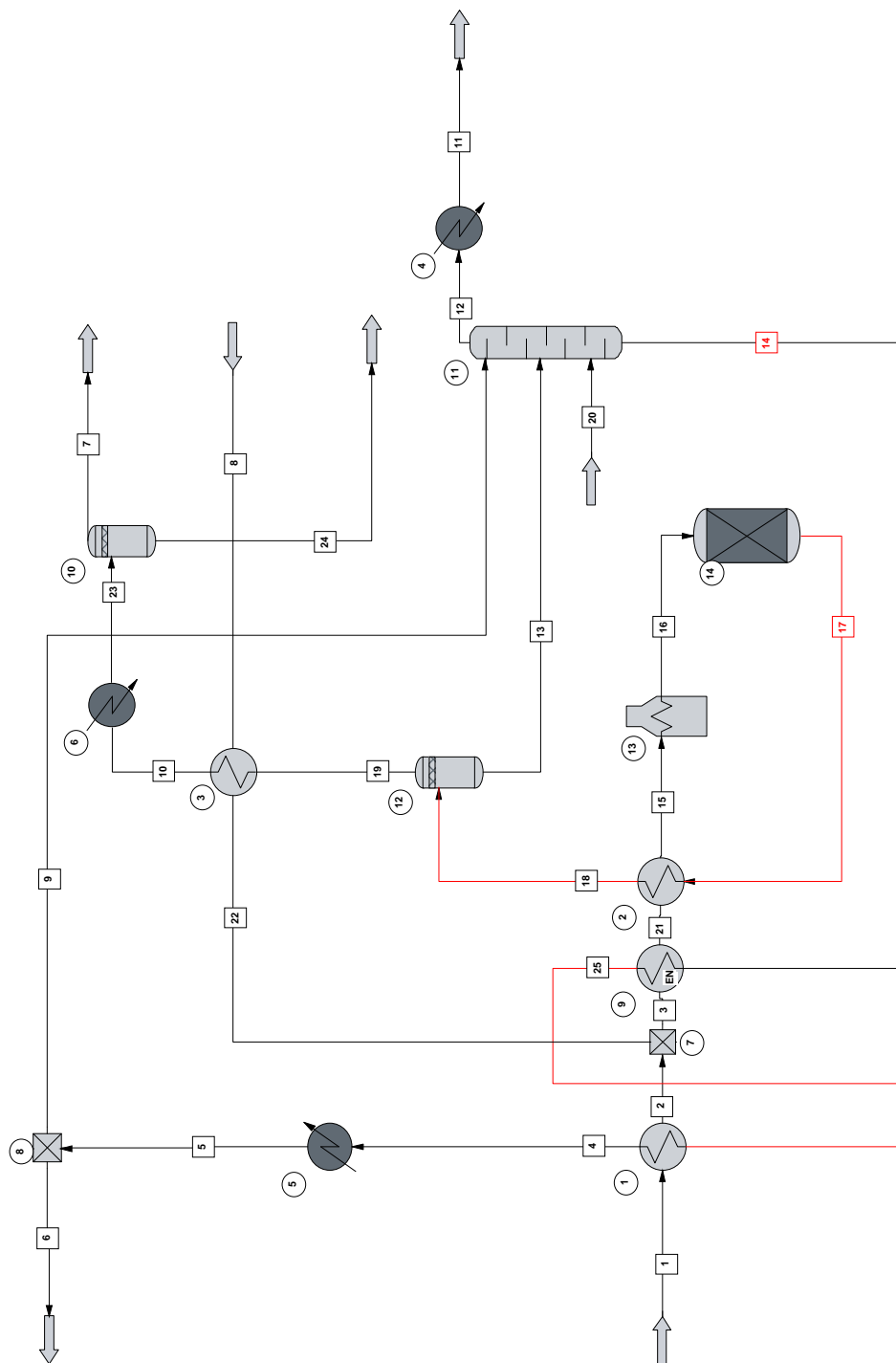
Data získaná simulací procesu hydrogenační rafinace oleje tvoří podklad pro optimalizaci, která byla prováděna ve spolupráci s touto studií v diplomové práci *Aplikace procesního systémového inženýrství* [6]. V rámci této práce byl proveden optimalizační proces pomocí metody *network pinch* s matematickým programováním. Tato metoda pracuje pouze s teplotami proudů a jejich tepelnou kapacitou. Cílem je nalézt slabé místo ve výměňkové síti a systematickým hledáním mezi řadou možných variant vybrat optimální řešení pro zlepšení dané situace. Na obrázku 4.1 je studovaná výměňková síť procesu hydrogenační rafinace včetně řešení nalezeného ve zmiňované diplomové práci. Ta navrhuje zařazení nového výměníku tepla EN na místo před stávající výměník E2, což je varianta, která by podle vypracované rozvahy měla zajistit úsporu energie na ohřevné peci až 30 %.



Obrázek 4.1: Schéma nové výměňkové sítě. [6]

## 4.2. Simulační výpočet tepelně intenzifikovaného procesu v softwaru Chemcad

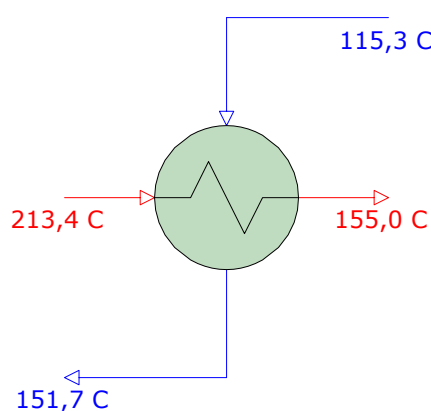
Nově navržený výměník EN je v této části nutné zařadit do simulačního modelu studovaného procesu v CHEMCAD, kde lze pozorovat, jaký vliv bude mít na aparáty v jeho okolí. Jak bylo zmíněno, jedním z cílů je uspořit přibližně 30 % energie na ohřevné peci. Nový simulační model se zařazeným výměníkem tepla EN se nachází na obr. 4.2.



Obrázek 4.2: Optimalizovaný simulační model.

### 4.2.1. Simulační model intenzifikovaného procesu

Jak je patrné ze schématu 4.1, nový výměník se nachází na horkém a chladném proudu, které oba zahrnují přídatné utility. Na chladném proudu se nachází zmíněná ohřevná pec, která zajišťuje dohřev média na požadovaných 289 °C pro hydrorafinační reakci. Na horkém proudu je to pak dochlazovací utilita, která chladí výsledný produkt na 70 °C. Vložení nového výměníku tepla EN je snaha tuto část procesu optimalizovat, tedy zajistit úsporu energie. Jak již bylo zmíněno, v případě ohřevné pece je cílem snížit její požadovaný výkon o 30 %. Výměníky E1 a E2, které se na dotčených proudech nachází, svůj výkon zachovají. Při této podmínce se porovnáním různých variant dospělo k závěru, že nový výměník EN bude disponovat výkonem 561,5 kW, který bude v modelu zajištěn nastavením smluvní výstupní teploty horkého proudu 14 (viz obr. 4.2) na hodnotu 155 °C. Teploty proudů v okolí výměníku EN jsou znázorněny na obr. 4.3.



Obrázek 4.3: Schéma výměníku EN s teplotami proudů.

Z výsledků nového simulačního modelu lze zjistit, jaký vliv toto opatření má na zmíněné aparáty, tj. ohřevnou pec 13 a chladič 5. Z výkonové tabulky 4.1 je patrné, že došlo k očekávanému poklesu. V případě pece poklesl výkon o 33,7 % a v případě chladiče dokonce o 54,6 %. V tomto směru lze považovat vložení nového výměníku EN do procesu za úspěšné a v souladu s výchozími výsledky predikovanými ve fázi koncepčního návrhu rekonstrukce v práci [6]. V příloze 7 (viz str. 96) jsou pak uvedeny vlastnosti a složení okolních proudů.

Tabulka 4.1: Porovnání výkonů před a po optimalizaci.

Aparát	Výkon před [kW]	Výkon po [kW]	Rozdíl [%]
Ohřevná pec 13	1666,57	1105,08	33,7
Chladič 5	-1029,08	-467,28	54,6

#### 4.2.2. Kontrolní tepelně-hydraulický výpočet výměníku EN v CHEMCAD

Nový tepelný výměník EN podle simulačního modelu splňuje svou funkci. V současné chvíli je to ovšem pouze vložený prvek do simulace, který je nastaven tak, aby fungoval podle zadání. Cílem této studie je ovšem zjistit, jaké jsou možnosti reálného nasazení výměníku do procesu. Celá kapitola 3 byla věnována stávajícím výměníkům. Z geometrie těchto aparátů je patrné, že jsou si velmi podobné.

Proto základním předpokladem další studie je, že nový výměník tepla EN by se měl z hlediska geometrie stávajícím výměníkům podobat. Za pomoci dalších výpočtů a úvah bude snaha zjistit, zda takový výměník bude pro účel optimalizace z hlediska tepelně-hydraulického vyhovovat a popř. jak jej upravit, aby požadavky splňoval.

Jako vzor z hlediska geometrie a zapojení výměníku EN poslouží výměník tepla E2. Ten, jak již bylo zmíněno, disponuje dvěma paralelně zapojenými aparáty a jeho geometrie je popsána v tabulce 3.1. Geometrie použitá pro výměník EN se nachází v tabulce 4.2.

Tabulka 4.2: Navrhovaná geometrie výměníku tepla EN.

Výměník tepla		EN 1/2
Plocha	[m <sup>2</sup> ]	75,39
TEMA		AEU
Délka trubek	[m]	6,0
Vnější průměr trubek / Tl. stěny	[mm]	25/2,5
Uspořádání trubek	[°]	30
Stoupání trubek	[mm]	32
Počet chodů (Plášť / Trubky)		1-4
Průměr pláště	[mm]	440
Počet přepážek		20
Počet trubek		80
Rozteč přepážek	[mm]	240
Výška přepážky	[mm]	420

Takto navržený výměník EN je následně kontrolně propočítán v softwaru CHEMCAD pomocí modulu CC-THERM stejným způsobem jako v části 3.2. Výsledky tohoto výpočtu jsou shrnuty v tabulce 4.3 a celý protokol je v příloze 8 (viz str. 97). Z výsledků vyplývá, že tento výměník EN je poddimenzovaný o bezmála 38 %.



Tabulka 4.3: Vybrané výsledky tepelně-hydraulického výpočtu výměníku EN v CHEMCAD.

		EN
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	73,89
LMTD	[°C]	41,80
Souč. prostupu tepla - vypočtené	[W/m <sup>2</sup> K]	112,76
Souč. prostupu tepla - požadované	[W/m <sup>2</sup> K]	181,79
Výkon	[kW]	561,49
Dimenzování	[%]	-37,98
Rychlost proudění - plášť	[m/s]	1,97
Rychlost proudění - trubky	[m/s]	0,37
Souč. přestupu tepla - plášť	[W/m <sup>2</sup> K]	4585,53
Souč. přestupu tepla - trubky	[W/m <sup>2</sup> K]	155,89

### 4.3. Tepelně-hydraulický návrh intenzifikovaného procesního výměníku v softwaru HTRI

V předchozí části bylo zjištěno, že, pokud má nový výměník EN disponovat stejnými rozměry a zapojením jako výměník E2, je tento nový tepelný výměník značně poddimenzovaný, tudíž nesplňuje požadavky na něj kladené. Vzhledem k odlišnostem, které existují mezi softwary CHEMCAD a HTRI, je na místě, aby stejný tepelně-hydraulický výpočet byl proveden také v HTRI. Pokud se prokáže významné poddimenzování výměníku EN, pokusí se tato studie v další části najít takovou úpravu výměníku tepla, aby požadavky splňoval.

#### 4.3.1. Kontrolní tepelně-hydraulický výpočet výměníku EN v HTRI

Nový výměník EN disponuje shodnou geometrií a zapojením jako výměník tepla E2. Geometrie tohoto výměníku je uvedena v tabulce 4.2. Pro takto navržený výměník je proveden kontrolní tepelně-hydraulický výpočet pomocí softwaru HTRI a to stejným způsobem, který je popsán v části 3.4. Jelikož se nový výměník nachází z hlediska proudů mezi výměníky E2 a E1, jsou potřebné proudy vstupující do výměníku EN definovány již v dřívějších výpočtech zmiňovaných tepelných výměníků E1 a E2. Tato data se pouze zkopírují do výpočtu výměníku EN s tím, že musí odpovídat proudovému propojení podle nového rozložení simulačního modelu (viz obr. 4.2) stejně jako nastavení procesních veličin. Nový výměník tepla EN je nastaven tak, aby teplota horkého média v trubkách byla na výstupu 155 °C (viz kap. 4.2.1). Výsledky provedeného výpočtu v HTRI jsou uvedeny v tab. 4.4. Celkový report výsledků z HTRI je uveden v příloze 9 (viz str. 98).

Tabulka 4.4: Vybrané výsledky tepelně-hydraulického výpočtu výměníku EN v HTRI.

		EN
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	76,38
EMTD	[°C]	42,50
Souč. prostupu tepla - vypočtené	[W/m <sup>2</sup> K]	52,75
Souč. prostupu tepla - požadované	[W/m <sup>2</sup> K]	172,32
Výkon	[kW]	559,1
Dimenzování	[%]	-69,39
Rychlost proudění - plášť	[m/s]	2,64
Rychlost proudění - trubky	[m/s]	0,37
Souč. přestupu tepla - plášť	[W/m <sup>2</sup> K]	241,28
Souč. přestupu tepla - trubky	[W/m <sup>2</sup> K]	88,11

Dosažené výsledky v tabulce 4.4 potvrzují výraznou poddimenzovanost nového tepelného výměníku EN a to téměř o 70 %. Je tedy na místě hledat způsob intenzifikace tohoto výměníku, tak aby základní parametry geometrie byly zachovány, ale prostup tepla splňoval požadované hodnoty.

#### 4.3.2. Studie potenciálu intenzifikace v mezitrubkovém prostoru

Studovaný výměník EN je výrazně poddimenzovaný a otevírá tak prostor pro hledání různých možností, které by efektivitu výměníku zlepšily. Všechny studované varianty jsou propočítávány v softwaru HTRI, který nabízí možnost návrhového výpočtu, kdy se na základě dat o proudech a geometrii snaží nalézt varianty úpravy výměníku, aby lépe splňoval požadované hodnoty.

K těmto návrhovým výpočtům slouží v HTRI modul **Design**. V levém menu se pak nalézá stejnojmenná karta, kde je možné nastavit některé proměnné hodnoty a kroky, ve kterých bude dané návrhy generovat. Ukázka tohoto nastavení je na obr. 4.4.

Design Grid Parameters

	Minimum	Maximum	Steps	Step Size	
<input type="checkbox"/> Shell diameter				x	mm
<input type="checkbox"/> Baffle spacing				x	mm
<input type="checkbox"/> Tubepasses			Even 2,4,6		
<input checked="" type="checkbox"/> Tube length	3	10	15	x	0,5 m
<input type="checkbox"/> Tube pitch ratio				x	
<input type="checkbox"/> Tube diameter				x	mm
<input type="checkbox"/> Shell type	<input type="checkbox"/> E <input type="checkbox"/> F <input type="checkbox"/> G <input type="checkbox"/> H <input type="checkbox"/> J12 <input type="checkbox"/> J21 <input type="checkbox"/> X <input type="checkbox"/> K				
<input type="checkbox"/> Baffle type	<input type="checkbox"/> Single seg. <input type="checkbox"/> Double seg. <input type="checkbox"/> NTIW <input type="checkbox"/> None <input type="checkbox"/> Rods				
Total number of combinations:					15

Design run type: **Rigorous**

Obrázek 4.4: Ukázka možností nastavení výpočtů Design.

V případě této studie jsou všechny návrhové výpočty sledovány na základě délky trubkového svazku v 15 krocích po 0,5 m. V nastavení tohoto typu výpočtu je také možnost zvolit dva způsoby, kterými výpočet poběží. Výpočet typu *Shortcut* lze popsat jako rychlejší způsob výpočtu, který je založen na jednodušších předpokladech a vztazích. Zatímco typ *Rigorous* je považován za velmi důkladný návrh, čemuž odpovídá i doba trvání výpočtu. Možnosti intenzifikace v mezitrubkovém prostoru popsané v této podkapitole jsou prováděny typem *Shortcut*. Pro získání představy o vlivu některých prvků na efektivitu výměníku je tento druh návrhu dostačující.

### Možnosti intenzifikace úpravou segmentových přepážek

Seříznutí segmentových přepážek 5 %, které je udáváno u geometrie většiny studovaných výměníků a které je použito také pro návrh geometrie nového výměníku EN, je velmi nevšední. To napovídá, že kýžená intenzifikace by v mezitrubkovém prostoru mohla být zajištěna větším seříznutím přepážek. Pomocí modulu **Design** je proveden návrh pro několik možných seříznutí.

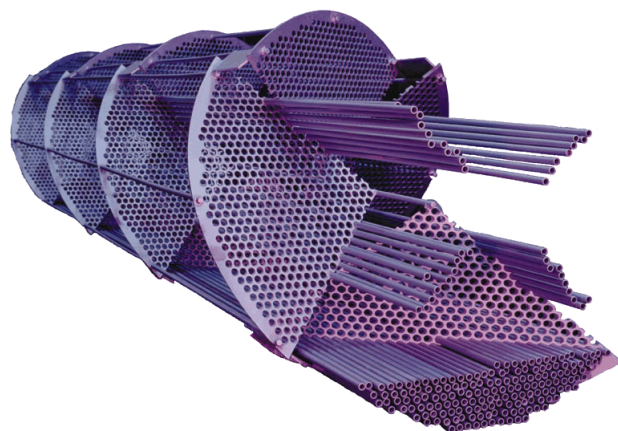
Tabulka 4.5: Možnosti intenzifikace segmentovými přepážkami.

Seříznutí přepážek	[%]	5	15	20	30
Délka trubek	[m]	6	6	6	6
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	154,361	154,361	154,361	154,361
Souč. prostupu tepla	[W/m <sup>2</sup> K]	84,47	86,88	86,81	86,42
Dimenzování	[%]	9,97	13,40	13,46	13,19
Zapojení	[série/paralel]	2/2	2/2	2/2	2/2

Z tabulky 4.5, která je výběrem hodnot pro stávající délku trubek 6 m, lze vyčíst jeden podstatný závěr. Hodnoty dimenzování (a další podrobné hodnoty těchto výpočtů uvedené v příloze 10 na str. 99) prozrazují, že určitě pomůže větší seříznutí než stávajících 5 %, ale vyšší hodnota už nepřináší žádné podstatné vylepšení. Důležité je také poznamenat, že z uvedené tabulky 4.5 by sice mohlo vyplývat, že pouhou změnou zapojení by bylo možné dospět k požadovaným parametrům výměníku EN, ale to nepotvrdily dodatečné propočty metodou *Rigorous*, která ukázala, že i v tomto zapojení stále dochází k poddimenzování. Cílem těchto návrhových výpočtů metodou *Shortcut* je tedy hlavně sledovat vliv seříznutí přepážek v případě studovaného výměníku EN (viz příloha 10).

## Možnosti intenzifikace pomocí šroubovicových přepážek

Dalším prvkem, který je vhodný k intenzifikaci v mezitrubkovém prostoru je nasazení šroubovicových přepážek. Ukázka použití tohoto druhu přepážek je na obr. 4.5.



Obrázek 4.5: Ukázka šroubovicových přepážek. [7]

Stejně jako byla výše popsána snaha intenzifikovat pomocí úpravy přepážek, budou nyní zjištěny možnosti, které přináší nasazení šroubovicových přepážek místo segmentových. Nastavení výpočtu výměníku EN se šroubovicovými přepážkami v HTRI se provede v sekci nastavení **Baffles**. Zde lze v okně **Baffle Geometry** → **Type** vybrat typ přepážek. Doposud byly použity *Single segmental* a nyní jsou nastaveny šroubovicové tedy *Single helix*. V případě tohoto typu přepážek je nutné také zvolit sklon přepážek, který se nastavuje v kolonce **Helix angle** ve stupních.

Stejně jako v případě studie vlivu seřiznutí segmentových přepážek v předchozí části bude proveden návrh tepelných výměníků s několika variantami sklonu přepážek v závislosti na délce trubkového svazku.

Tabulka 4.6: Možnosti intenzifikace šroubovicovými přepážkami.

Sklon přepážek		5°	15°	20°	30°
Délka trubek	[m]	6	6	6	6
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	154,361	154,361	154,361	154,361
Souč. prostupu tepla	[W/m <sup>2</sup> K]	86,63	86,63	86,63	86,63
Dimenzování	[%]	13,38	13,38	13,38	13,38
Zapojení	[série/paralel]	2/2	2/2	2/2	2/2

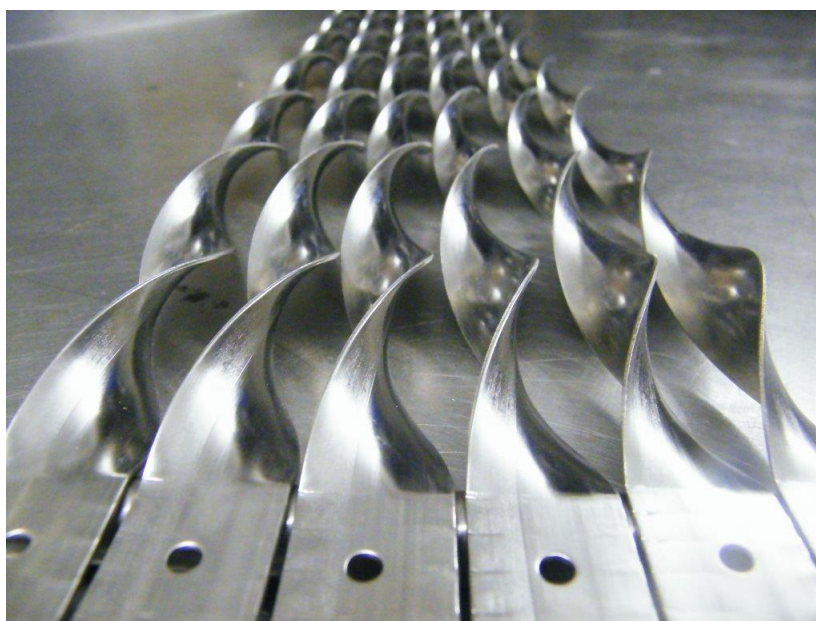
Z tabulky 4.6 a podrobných výsledků uvedených v příloze 11 (viz str. 101) je zcela patrné, že v případě použití šroubovicových přepážek v podmínkách daných pro výměník EN je vliv sklonu přepážek v rozmezí 5°–30° naprosto zanedbatelný. V případě použití těchto přepážek u výměníku EN je pak jejich vliv shodný s mírně vyšším seřiznutím u přepážek segmentových.

### 4.3.3. Studie potenciálu intenzifikace v trubkovém prostoru

Z předchozí části vyplývá, že intenzifikace v mezitrubkovém prostoru je v tomto studovaném případě výměníku EN nevhodná a pravděpodobně i díky charakteru proudícího média nijak významně nepřispívá k dosažení kýžených parametrů. Trubkový prostor tedy dává naději, že zde by nasazení některých prvků mohlo přinést větší efekt. Tento fakt potvrzují i výsledky z tab. 4.4, indikující, že řídicí stranou přenosu tepla je strana trubkového prostoru.

#### Možnosti intenzifikace pomocí zkrouceného pásku

*Twisted tape* nebo-li zkroucený pásek je jeden z typických intenzifikačních prvků v trubkovém prostoru. Ukázka takového pásku je vyobrazena na obr. 4.6. Vkládá se přímo do trubek a existuje celá řada rozměrů, které mají na konečný efekt vliv.



Obrázek 4.6: Ukázka zkroucených pásků. [8]

Software HTRI disponuje ve svém nastavení možností zakomponovat do trubek jako intenzifikační prvek především tento zkroucený pásek. Nabízí také možnost počítat tzv. mikrozebra, ta však nelze považovat za typické intenzifikační prvky a svůj účel nalézají spíše v případě kondenzátorů.

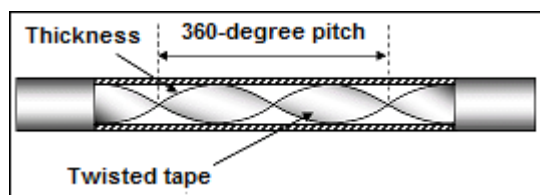
Podstatné je, že návrh výměníku s použitím zkrouceného pásku lze v HTRI počítat již pouze metodou *Rigorous*. Jak bylo zmíněno, tak tato metoda je sice přesnější, ale má také trochu jiný charakter. Na rozdíl od předchozích výpočtů metodou *Shortcut* je zde potřeba určit také zapojení výměníků (počet paralelních a sériových). Následný postup bude tedy prováděn pouze pro výchozí zapojení výměníku EN, které bylo zvoleno ve formě 2 paralelních výměníků tepla.

V prvé řadě je pro možnost porovnání proveden návrh metodou *Rigorous* pro výchozí nastavení výměníku EN v závislosti na délce trubek. V tomto případě není použit žádný intenzifikační prvek. Výňatek výsledků tohoto výpočtu se nachází v tabulce 4.7, ze které je patrné, že pro navrhovanou délku 6 m je výměník poddimenzován tak, jak ukázaly dřívější tepelně-hydraulické výpočty. Sledovat lze také vliv této délky na vhodnost výměníku, která s délkou stoupá.

Tabulka 4.7: Návrh výměníku EN z výchozího nastavení v závislosti na délce trubek.

	Délka trubek [m]	Souč. prostupu tepla [W/m <sup>2</sup> K]	Tlak. ztráta v trubkách [kPa]	Dimenzování [%]
Rating 1	3,0	66,53	4,24	-80,23
Rating 2	3,5	66,39	4,72	-77,09
Rating 3	4,0	65,15	5,17	-74,33
Rating 4	4,5	65,12	5,65	-71,31
Rating 5	5,0	65,16	6,12	-68,16
Rating 6	5,5	65,13	6,60	-65,08
<b>Rating 7</b>	<b>6,0</b>	<b>64,29</b>	<b>7,05</b>	<b>-62,50</b>
Rating 8	6,5	64,37	7,53	-59,35
Rating 9	7,0	64,46	8,00	-56,14
Rating 10	7,5	64,47	8,48	-53,08
Rating 11	8,0	64,48	8,95	-49,96
Rating 12	8,5	63,93	9,40	-47,34
Rating 13	9,0	63,97	9,88	-44,24
Rating 14	9,5	64,02	10,36	-41,11
Rating 15	10,0	64,07	10,83	-37,96

Nyní se do trubek vloží zkroucený pásek o tloušťce 0,8 mm a poměru délky ku šířce (tj. průměr trubky) o velikosti 15. Délkou pásku je myšlena taková délka, ve které je pásek zkroucen o celých 360°, jak ukazuje nákres na obr. 4.7.



Obrázek 4.7: Nákres parametrů zkrouceného pásku. [9]

V tabulce 4.8, kde se nachází výsledky tohoto prvního pokusu o zakomponování zkrouceného pásku do trubek, lze pozorovat jasný efekt způsobený tímto intenzifikačním prvkem. Téměř dvojnásobný součinitel prostupu tepla se jasně odráží na snížení poddimenzovanosti až o třetinu oproti výchozímu nastavení. V závislosti na délce trubek se výpočet u délky 9,5 m dostává dokonce do kladných čísel v dimenzování. Zde se ovšem začíná objevovat aspekt této intenzifikace, který je v případě studovaného procesu neblahým.

Do trubkového prostoru výměníku EN vstupuje totiž produkt procesu proudem 14, který disponuje velmi nízkým tlakem a to 30 kPa. Tento aspekt pak naráží v kombinaci se snahou použít v trubkovém prostoru zkroucený pásek, který samozřejmě způsobuje tlakovou ztrátu. Simulační model hydrogenační rafinaci, který je v této diplomové práci,



od samého počátku vychází ze zjednodušených dat, která nezahrnují naprosto podrobnou skladbu aparátů v procesu (chybí např. čerpadla). Výchozí data říkají, že ani jeden ze studovaných výměníků tepla nezpůsobuje v procesu tlakovou ztrátu. Toto není samozřejmě v praxi možné, ale předpoklad je ten, že v simulačním modelu nejsou zahrnuta právě taková zařízení, které v určitých místech tlakovou ztrátu dorovnávají.

V případě nasazení zkrouceného pásku v proudě o tlaku 30 kPa je možné tedy v rámci této studie předpokládat, že parametry pásku můžou jít do takových hodnot, dokud tlaková ztráta jím způsobená nepřekročí hranici 30 kPa a nezpůsobí naprostou ztrátu tlaku na výstupu proudy. To znamená, že návrhy výměníku EN o délce 9 m a výše, které jsou uvedeny v tabulce 4.8, nejsou pro použití v tomto případě reálné.

Tabulka 4.8: Návrh výměníku EN se zkrouceným páskem v závislosti na délce trubek.

	Délka trubek [m]	Souč. prostupu tepla [W/m <sup>2</sup> K]	Tlak. ztráta v trubkách [kPa]	Dimenzování [%]
Rating 1	3,0	112,46	11,29	-67,50
Rating 2	3,5	113,27	12,93	-61,93
Rating 3	4,0	111,42	14,51	-57,34
Rating 4	4,5	112,22	16,17	-51,81
Rating 5	5,0	112,82	17,82	-46,28
Rating 6	5,5	113,28	19,46	-40,70
<b>Rating 7</b>	<b>6,0</b>	<b>111,96</b>	<b>21,04</b>	<b>-36,25</b>
Rating 8	6,5	112,54	22,69	-30,64
Rating 9	7,0	112,97	24,34	-25,10
Rating 10	7,5	113,31	26,00	-19,57
Rating 11	8,0	113,59	27,64	-14,07
Rating 12	8,5	112,66	29,21	-9,52
Rating 13	9,0	113,00	30,86	-3,97
Rating 14	9,5	113,32	32,51	1,62
Rating 15	10,0	113,56	34,17	7,14

Rozměry zkrouceného pásku mají přímý vliv na výsledky intenzifikace. Pro srovnání s předchozím výpočtem, kde byl při tloušťce pásku 0,8 mm poměr délky a šířky pásku 15, je proveden stejný výpočet s tím, že zmiňovaný poměr je snížen na hodnotu 10.

Výsledek tohoto návrhové výpočtu, který je uveden v tabulce 4.9, demonstruje závislost získaných veličin na rozměru pásku. Snížením poměru délky ku šířce na 10 došlo opět k vzestupu součinitele prostupu tepla a tedy poklesu poddimenzovanosti, ovšem došlo také k nárůstu tlakové ztráty v potrubí. Je tedy patrné, že mezi nevyhovující návrhy patří už výměníky s délkou trubek 8 a více metrů.

V příloze 12 (viz str. 103) jsou umístěny pro porovnání tabulky s výsledky těchto návrhových výpočtů pro několik dalších variant. Z těchto výsledků lze vidět vliv rozměrů pásku na prostup tepla, ale také na tlakovou ztrátu v potrubí, která v daném případě hraje významnou roli.

Tabulka 4.9: Návrh výměníku EN se zkrouceným páskem v závislosti na délce trubek.

	Délka trubek [m]	Souč. prostupu tepla [W/m <sup>2</sup> K]	Tlak. ztráta v trubkách [kPa]	Dimenzování [%]
Rating 1	3,0	124,47	12,52	-64,06
Rating 2	3,5	125,33	14,37	-57,92
Rating 3	4,0	123,10	16,16	-53,03
Rating 4	4,5	124,07	18,04	-46,86
Rating 5	5,0	124,84	19,88	-40,64
Rating 6	5,5	125,39	21,74	-34,53
<b>Rating 7</b>	<b>6,0</b>	<b>123,82</b>	<b>23,49</b>	<b>-29,65</b>
Rating 8	6,5	124,45	25,35	-23,50
Rating 9	7,0	124,99	27,22	-17,33
Rating 10	7,5	125,41	29,08	-11,21
Rating 11	8,0	125,74	30,93	-5,11
Rating 12	8,5	124,64	32,68	-0,16
Rating 13	9,0	125,04	34,55	6,00
Rating 14	9,5	125,41	36,41	12,16
Rating 15	10,0	125,69	38,27	18,28

#### 4.3.4. Studie potenciálu intenzifikace záměnou proudů

V předchozí části byly provedeny výpočty zaměřené na využití intenzifikačních prvků, které přinesly více či méně úspěšné výsledky. Přestože použití zkrouceného pásku v trubkách aktivně intenzifikuje daný tepelný výměník, tlaková ztráta, kterou s sebou tento pásek přináší, brání dosažení kýžených podmínek. Vinu na tomto problému však nese z velké části právě nevhodný proud, který protéká trubkovým prostorem. Z toho důvodu je v této části proveden ještě stručný výpočet několika variant intenzifikace, při záměně proudů. Tedy horký proud protéká pláštěm a chladný proud trubkami.

Jako podklad pro srovnání je opět vytvořen výpočet výchozího stavu geometrie bez použití intenzifikačních prvků ale s opačným nastavením proudů. Výsledky tohoto výpočtu typu *Rigorous* v závislosti na délce trubek jsou uvedeny v tabulce 4.10.

Z výsledků je patrné, že výměník EN by v tomto případě byl skoro o polovinu méně poddimenzovaný, než v předchozím případě. To naznačuje, že vlivem některých intenzifikačních prvků by pravděpodobně bylo možné dosáhnout správné funkce výměníku EN. V předchozí části byla zpracována řada výsledků popisujících vliv některých intenzifikací prvků jak v mezitrubkovém tak v trubkovém prostoru. Na základě těchto poznatků jsou provedeny nové návrhové výpočty pro případ zaměněných proudů s použitím většího seříznutí segmentových přepážek než je 5 %, šroubovicových přepážek a zkrouceného pásku. Tyto výpočty, které svým nastavením kopírují výpočty v předchozí části, jsou uvedeny v příloze 13 (viz str. 105).



Tabulka 4.10: Návrh výměníku EN z výchozího nastavení se záměnou proudů.

	Délka trubek [m]	Souč. prostupu tepla [W/m <sup>2</sup> K]	Tlak. ztráta v plášti [kPa]	Dimenzování [%]
Rating 1	3,0	99,50	7,29	-71,79
Rating 2	3,5	100,72	7,94	-66,88
Rating 3	4,0	101,69	8,59	-61,85
Rating 4	4,5	97,56	8,54	-58,85
Rating 5	5,0	98,74	9,18	-53,85
Rating 6	5,5	99,68	9,82	-48,82
<b>Rating 7</b>	<b>6,0</b>	<b>100,54</b>	<b>10,46</b>	<b>-43,79</b>
Rating 8	6,5	101,26	11,10	-38,73
Rating 9	7,0	101,79	11,75	-33,84
Rating 10	7,5	102,20	12,39	-28,67
Rating 11	8,0	102,58	13,04	-23,71
Rating 12	8,5	102,96	13,68	-18,70
Rating 13	9,0	100,86	13,64	-15,74
Rating 14	9,5	101,37	14,28	-10,58
Rating 15	10,0	101,82	14,92	-5,52

V rámci studie intenzifikačního potenciálu se v předchozí části zkoušeli nasadit některé prvky, u nichž se došlo k závěru, že šroubovicové přepážky disponují lepšími vlastnostmi než segmentové byt s větším seříznutím. Na rozdíl od předchozích výpočtů, kde sklon šroubovice nevykazoval téměř žádný vliv, v případě výměny proudů se ukazuje tento sklon za významnější. To ostatně dokazují data z přílohy 13 (viz str. 105). Na základě poznatků z předchozí části a z výsledků v příloze 13 byl nalezen nový návrh výměníku EN, který zahrnuje použití šroubovicových přepážek se sklonem 8° a zkroucený pásek o tloušťce 1 mm a poměru délky ku šířce roven 8.

Tabulka 4.11: Návrh výměníku EN se záměnou proudů a kombinací intenz. prvků.

	Délka trubek [m]	Souč. prostupu tepla [W/m <sup>2</sup> K]	Tlak. ztráta v plášti [kPa]	Dimenzování [%]
Rating 1	3,0	191,28	3,418	-44,72
Rating 2	3,5	191,54	3,422	-35,58
Rating 3	4,0	191,71	3,426	-26,53
Rating 4	4,5	191,86	3,429	-17,38
Rating 5	5,0	191,97	3,433	-8,29
Rating 6	5,5	192,07	3,436	0,79
<b>Rating 7</b>	<b>6,0</b>	<b>192,12</b>	<b>3,440</b>	<b>9,86</b>
Rating 8	6,5	192,30	3,443	18,98
Rating 9	7,0	192,43	3,447	28,06
Rating 10	7,5	192,61	3,451	37,20
Rating 11	8,0	192,78	3,454	46,33
Rating 12	8,5	192,90	3,458	55,47
Rating 13	9,0	193,03	3,461	64,73
Rating 14	9,5	193,15	3,465	73,89
Rating 15	10,0	193,24	3,468	83,01

---

## 4.4. Zhodnocení dosažených výsledků

Cílem této kapitoly bylo hledat možnosti, jak daný proces hydrogenací rafinace optimalizovat, intenzifikovat, vylepšit. Výměňíková síť, která, jak bylo zjištěno v předchozí kapitole, skýtá množství prostoru pro zlepšení, se stala předmětem těchto snah. Optimalizační metodou *network pinch* byl nalezen prostor pro vložení nového výměníku tepla EN. Ten při svém výkonu 561,5 kW zajišťuje snížení výkonu na ohřevné peci téměř o 34 % na výkon 1105,08 kW a v případě chladiče 5 se podařilo snížit potřebný výkon až o skoro 55 % na konečných 467,28 kW.

Takto výkonný výměník EN byla snaha získat s použitím stejné geometrie a zapojení jako u výměníku E2. Kontrolní tepelně-hydraulický výpočet softwarem CHEMCAD však ukazoval, že tento druh výměníku nebude pro tyto potřeby dostačovat, jelikož je poddimenzován o téměř 38 %. V softwaru HTRI byl tento výsledek kontrolním tepelně-hydraulickým výpočtem potvrzen a ještě rozšířen na poddimenzování až bezmála 70 %. Nevyhovující geometrie otevřela prostor pro možnosti intenzifikace pomocí intenzifikačních prvků.

V první řadě byly prověřovány možnosti intenzifikace v mezitrubkovém prostoru a to dvěma variantami. Z důvodu nízkého seříznutí segmentových přepážek u výchozí geometrie byl nejprve hledán vliv většího seříznutí přepážek na prostup tepla. Poté byly vyzkoušeny také šroubovicové přepážky v různých sklonech. Výsledky ukázaly, že vyšší seříznutí přepážek sice prostup tepla mírně zlepší, ale stejně jako šroubovicové přepážky nemá na konečný stav nijak výrazný vliv.

Intenzifikace v trubkovém prostoru byla provedena pomocí zkrouceného pásku, kde byly prověřovány různé varianty rozměrů. Tento pásek ukazoval výrazné zlepšení prostupu tepla, ale také tlakovou ztrátu, která v tomto případě hrála významnou roli, jelikož proud v trubkách disponoval tlakem pouhých 30 kPa.

Intenzifikace v mezitrubkovém i trubkovém prostoru poukázala sice na řadu možností, které prostup tepla ve výměníku zlepší, ale nenabízela možnost vylepšit studovaný výměník EN na požadované parametry.

Poslední variantou, která se nabízela, byla možnost výměny proudů v plášti a v trubkách. Problémový proud s tlakem 30 kPa se nyní nacházel v plášti. Už první standardní výpočet bez použití intenzifikačních prvků ukázal na výrazně nižší poddimenzování (přibližně -44 %). Propočítáním různých variant použití intenzifikačních prvků v plášti i v trubkách se dospělo k závěru, že možnost dosáhnout kýžených parametrů je nasnadě.

V tabulce 4.11 jsou uvedeny vybrané výsledky pro případ, ve kterém je u návrhu výměníku EN použito šroubovicových přepážek se sklonem 8° a v trubkách je vložen zkroucený pásek o tloušťce 1 mm poměru délky ku šířce 8. Tento návrh se ukázal jako reálný i v případě použití výchozí délky trubek 6 m. Při této délce a použitých prvcích lze totiž dosáhnout předdimenzování aparátu o 9,86 %, což je hodnota naprosto vyhovující. Pro tento konkrétní návrh byl proveden také ještě tepelně-hydraulický výpočet, jehož výsledky jsou uvedeny v tabulce 4.12. Celkový report tepelně-hydraulického výpočtu v HTRI se nachází v příloze 14 (viz str. 4.4).

---

Tabulka 4.12: Výsledky konečného návrhu výměníku EN.

---

		EN
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	76,36
EMTD	[°C]	41,90
Souč. prostupu tepla - vypočtené	[W/m <sup>2</sup> K]	192,12
Souč. prostupu tepla - požadované	[W/m <sup>2</sup> K]	174,87
Výkon	[kW]	559,1
Dimenzování	[%]	9,86
Rychlost proudění - plášť	[m/s]	0,1
Rychlost proudění - trubky	[m/s]	14,17
Souč. přestupu tepla - plášť	[W/m <sup>2</sup> K]	251,80
Souč. přestupu tepla - trubky	[W/m <sup>2</sup> K]	2217,80

---



---

# Závěr

Tato diplomová práce je složena ze čtyř kapitol, které dohromady dávají ucelenou studii zaměřenou na proces hydrogenační rafinace oleje. V první kapitole je popsáno běžné zpracování surové ropy, které ústí v řadu dílčích procesů na úpravu ropných frakcí. Hydrogenační rafinace patří k těmto druhotným procesům zpracování ropy a jejím úkolem je zajistit odsiřování ropných produktů podle požadavků zákazníka. První kapitola nabízí tedy krátký pohled do procesů se zpracováním ropy spojených a popis základních principů, na kterých studovaný proces staví.

Provedením simulačního modelu přechází diplomová práce do své druhé kapitoly. Za pomoci softwaru CHEMCAD je simulován hydrorafinační proces pomocí výchozích dat. V této části je nastíněn postup a způsob vytvoření a nastavení simulovaného modelu. Výsledná data této simulace přináší řadu možných interpretací. Obecně lze říci, že tento proces svou skladbou aparátů a hodnotou procesních veličin vypovídá o skutečném stavu, do kterého se podobné procesy v praxi, díky řadě změn a zásahů v průběhu života procesu, dostanou.

Studovaný simulační model resp. jeho výměníková síť se stala základem pro tepelně-hydraulické výpočty ve třetí kapitole. Cílem bylo s využitím dvou softwarů zjistit, zda použité tepelné výměníky v procesu vyhovují. Dospělo se k závěru, že použité výměníky jsou z velké části předimenzovány a svou geometrií významně předčí požadovaný výkon. Kromě těchto zjištění se v třetí kapitole nabízí také prostor pro porovnání výpočtů provedených softwarem CHEMCAD a HTRI. Čistě z hlediska výpočtového disponuje software HTRI nejspíš kvalitnějším zázemím. Vzhledem k množství faktorů, kterými se tyto výpočty liší (např. informace o procesních prouděch), nelze však jednoznačně říci, který výpočtový program disponuje vyšší výpovědní hodnotou.

Jádrem celé studie je pak konečná čtvrtá kapitola, ve které je popsána snaha o intenzifikaci přenosu tepla ve studovaném procesu a jeho výměníkové síti. Optimalizační metodou *network pinch* a systematickým hledáním, které bylo provedeno v paralelní diplomové práci [6], se dospělo k návrhu na vložení nového tepelného výměníku do stávající sítě. Jeho úkolem je snížení potřebného výkonu na ohřevné peci a na chladiči produktu. V případě, že nový výměník disponuje podobnou konstrukcí jako použité výměníky v síti, nezajišťuje dostatečný přenos tepla pro požadované snížení výkonu ohřevné pece o 30 %. Ve čtvrté kapitole jsou tedy hledány možnosti intenzifikace daného výměníku tepla, které by zajistily navýšení přenosu tepla na požadované hodnoty. Intenzifikace v mezitrubkovém prostoru pomocí většího seříznutí segmentových přepážek či použitím přepážek šroubovicových nepřinesla významný efekt. Zato použití zkrouceného pásku jako intenzifikačního prvku v trubkách se jevílo jako výhodnější, neslo s sebou ovšem nežádoucí tlakové ztráty. Požadovaného vylepšení studovaného výměníku se dosáhlo až výměnou médií proudících v trubkách a v plášti spolu s kombinací šroubovicových přepážek a zkrouceného pásku.

Provedená studie prostřednictvím svých výsledků nakonec dospěla k takovému řešení, které může zajistit požadovanou optimalizaci hydrorafinačního procesu. Nabízí ale také řadu dat vypovídajících o možnostech a způsobu využití intenzifikačních prvků, které otevírají prostor k diskusi a v budoucnu můžou sloužit jako podklad pro další studie zabývající se využitím těchto prvků.



---

# Literatura

- [1] BLAŽEK, Josef a Vratislav RÁBL. *Základy zpracování a využití ropy*. 2., přepr. vyd. Praha: VŠCHT, 2006, 254 s. : il. ISBN 80-7080-619-2.
- [2] Zpracování ropy. *Petroleum.cz* [online]. Praha: VŠCHT [cit. 2017-04-09]. Dostupné z: <http://www.petroleum.cz/zpracovani/>
- [3] *Chemstations* [online]. 2017 [cit. 2017-04-21]. Dostupné z: <http://www.chemstations.com>
- [4] STEHLÍK, P., KOHOUTEK, J., NĚMČANSKÝ, J.: *Tepelné pochody: Výpočet výměníku tepla*. 1.vyd. Brno: VUT Brno, 1991, 129 s. ISBN802-1403632
- [5] Typical fouling factors. *Engineering Page* [online]. [cit. 2017-05-12]. Dostupné z: [http://www.engineeringpage.com/technology/thermal/fouling\\_factors.html](http://www.engineeringpage.com/technology/thermal/fouling_factors.html)
- [6] HRNCSJAROVÁ, H. *Aplikace procesního systémového inženýrství*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 58 s. Vedoucí diplomové práce doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.
- [7] *Heat Transfer ABC* [online]. 2012 [cit. 2017-05-20]. Dostupné z: <http://www.heattransferabc.com/en/managementsupport.asp>
- [8] TWISTED TAPE ENHANCEMENT. *CALGAVIN* [online]. [cit. 2017-05-20]. Dostupné z: <https://www.calgavin.com/heat-exchanger-solutions/twisted-tape/>
- [9] Heat Transfer Research, Inc. *HTRI Exchanger Suit® 7.1.1312.06. Help*. Navasota, TX, USA.





---

# Seznam použitých zkratek a symbolů

$\Delta p_{m1}$	Tlaková ztráta vyvolaná místními odpory
$\Delta p_{t0}$	Tlaková ztráta třením při příčném obtékání trubek v přepážkovém prostoru
$\Delta p_{t1}$	Tlakové ztráty vyvolané třením v trubkovém prostoru
$\Delta p_{t2}$	Tlakové ztráty vyvolané třením v mezitrubkovém prostoru
$\Delta p_{tn}$	Tlaková ztráta v nepřepážkovém prostoru
$\Delta p_{tv}$	Tlaková ztráta třením při podélném obtékání trubek v prostoru nad seříznutím přepážek
$\Delta p_{z1}$	Tlaková ztráta v trubkách
$\Delta p_{z2}$	Tlaková ztráta v mezitrubkovém prostoru
$\Delta T$ , EMTD, MTD	Střední teplotní rozdíl
$\Delta T_{ln}$ , LMTD	Střední logaritmický teplotní rozdíl
A	Plocha výměny tepla
$C$	Index chladného proudu
$\overline{c_p}$	Střední měrná tepelná kapacita
$d_1$	Vnitřní průměr stěny
$d_2$	Vnější průměr stěny
G	Hmotnostní průtok klíčové složky
$H$	Index horkého proudu
CHSH	Chemická spotřeba vodíku na surovinu
$i$	Obecné označení člena
$in$	Index hodnoty na vstupu
k	Součinitel prostupu tepla
$k$	Index klíčové složky
M	Molární hmotnost frakce
$\dot{m}$	Hmotnostní průtok
$max$	Index maximální hodnoty

---

$min$	Index minimální hodnoty
OS	Obsah síry v surovině
$out$	Index hodnoty na výstupu
PS	Přírůstek hmoty do suroviny
PU	Přírůstek či úbytek hmoty
$\dot{Q}$	Tepelný výkon
$\dot{Q}_C$	Tepelný tok přenesený do chladného proudu
$\dot{Q}_H$	Tepelný tok odevzdaný horkým proudem
$\dot{Q}_t$	Tepelné ztráty do okolí
SHN	Spotřeba vodíku na nasycení vazby
SHS	Spotřeba vodíku na vyvázání síry
sk	Stechiometrický koeficient
T	Teplota
U	Celkový úbytek hmoty
UF	Úbytek hmoty na jednu frakci
UN	Úbytek novotvorby
US	Úbytek hmoty suroviny
x	Množství vzniklého sulfanu
$\alpha_1$	Součinitel přestupu tepla v trubkách
$\alpha_2$	Součinitel přestupu tepla v plášti
$\lambda_t$	Tepelná vodivost materiálu trubek

---

# Přílohy

## Seznam příloh

- Př. 1: Složení proudů simulačního modelu.
- Př. 2: Vlastnosti proudů simulačního modelu.
- Př. 3: Tepelně-hydraulické výpočty výměníků v CHEMCAD.
- Př. 4: Výsledky variant kombinací metod tepelně-hydraulického výpočtu.
- Př. 5: Nastavení výměníků tepla E1, E2 a E3 v softwaru HTRI.
- Př. 6: Tepelně-hydraulické výpočty výměníků v HTRI.
- Př. 7: Vlastnosti okolních proudů nového výměníku tepla EN.
- Př. 8: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku tepla EN v CHEMCAD.
- Př. 9: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku tepla EN v HTRI.
- Př. 10: Možnosti intenzifikace úpravou segmentových přepážek.
- Př. 11: Možnosti intenzifikace šroubovicovými přepážkami.
- Př. 12: Možnosti intenzifikace zkrouceným páskem.
- Př. 13: Možnosti intenzifikace při záměně proudů.
- Př. 14: Tepelně-hydraulický výpočet konečného návrhu výměníku EN.

# Příloha 1

CHEMCAD 6.5.6

Page 1

## FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Surovina			
Temp C	77.0000*	108.0000	115.3374	189.3697
Pres kPa	500.0000*	500.0000	4600.0000	30.0000
Enth kW	-817.92	-578.92	130.54	135.75
Vapor mole frac.	0.00000	0.00000	0.95864	3.3364E-005
Total kmol/h	34.3020	34.3020	862.7571	32.5692
Total kg/h	14000.0029	14000.0029	15670.0059	14469.4023
Total std L m3/h	14.5390	14.5390	38.3962	14.8766
Total std V m3/h	768.83	768.83	19337.53	730.00
Flow rates in kg/h				
Hydrogen	0.0000	0.0000	1670.0000	0.0296
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
DEA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP159C	49.8814	49.8814	49.8815	0.0000
NBP173C	50.2721	50.2721	50.2721	0.0000
NBP186C	50.7685	50.7685	50.7685	0.0000
NBP199C	51.2557	51.2557	51.2557	0.0000
NBP213C	51.7338	51.7338	51.7338	0.0000
NBP235C	117.8368	117.8368	117.8369	0.0000
NBP265C	120.1100	120.1100	120.1101	0.0003
NBP295C	133.0546	133.0546	133.0547	0.7324
NBP325C	660.2376	660.2376	660.2379	292.1950
NBP355C	851.2484	851.2484	851.2487	883.3437
NBP385C	1080.6160	1080.6160	1080.6162	1180.7649
NBP423C	1891.0886	1891.0886	1891.0892	2114.9534
NBP471C	1841.9369	1841.9369	1841.9374	2069.8215
NBP518C	1619.1600	1619.1600	1619.1605	1818.7848
NBP565C	1536.1586	1536.1586	1536.1586	1724.7589
NBP613C	1906.3112	1906.3112	1906.3112	2145.4067
NBP660C	1988.3319	1988.3319	1988.3319	2238.6116

Obrázek 4.8: Složení proudů simulačního modelu. 1/6

## FLOW SUMMARIES:

Stream No.	5	6	7	8
Stream Name				Vodík
Temp C	70.0000	70.0000	30.0000	95.0000*
Pres kPa	30.0000	30.0000	3750.0000	4600.0000*
Enth kW	-894.13	-786.84	-120.03	473.67
Vapor mole frac.	0.00021187	0.00021187	1.0000	1.0000
Total kmol/h	32.5692	28.6609	817.2460	828.4552
Total kg/h	14469.4023	12733.0752	1914.4918	1670.0000
Total std L m3/h	14.8766	13.0914	23.8373	23.8572
Total std V m3/h	730.00	642.40	18317.46	18568.70
Flow rates in kg/h				
Hydrogen	0.0296	0.0261	1631.8615	1670.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	87.8531	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	37.6028	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	28.9960	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	20.4686	0.0000
I-Butane	0.0000	0.0000	14.7046	0.0000
N-Butane	0.0000	0.0000	11.9003	0.0000
N-Pentane	0.0000	0.0000	24.9462	0.0000
N-Hexane	0.0000	0.0000	21.4072	0.0000
N-Heptane	0.0000	0.0000	15.7117	0.0000
N-Octane	0.0000	0.0000	8.5806	0.0000
N-Nonane	0.0000	0.0000	3.7542	0.0000
DEA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP159C	0.0000	0.0000	2.9694	0.0000
NBP173C	0.0000	0.0000	1.7215	0.0000
NBP186C	0.0000	0.0000	0.9548	0.0000
NBP199C	0.0000	0.0000	0.5076	0.0000
NBP213C	0.0000	0.0000	0.2597	0.0000
NBP235C	0.0000	0.0000	0.2369	0.0000
NBP265C	0.0003	0.0003	0.0415	0.0000
NBP295C	0.7324	0.6445	0.0071	0.0000
NBP325C	292.1950	257.1316	0.0054	0.0000
NBP355C	883.3437	777.3423	0.0009	0.0000
NBP385C	1180.7649	1039.0730	0.0001	0.0000
NBP423C	2114.9534	1861.1588	0.0000	0.0000
NBP471C	2069.8215	1821.4429	0.0000	0.0000
NBP518C	1818.7848	1600.5306	0.0000	0.0000
NBP565C	1724.7589	1517.7878	0.0000	0.0000
NBP613C	2145.4067	1887.9578	0.0000	0.0000
NBP660C	2238.6116	1969.9783	0.0000	0.0000

Obrázek 4.9: Složení proudů simulačního modelu. 2/6

## FLOW SUMMARIES:

Stream No.	9	10	11	12
Stream Name				
Temp C	70.0000	130.0000	30.0000	163.8434
Pres kPa	30.0000	4600.0000	30.0000	30.0000
Enth kW	-107.30	709.47	-72.115	163.25
Vapor mole frac.	0.00021187	1.0000	0.97219	1.0000
Total kmol/h	3.9083	828.4552	114.1700	114.1700
Total kg/h	1736.3285	1670.0000	1002.1715	1002.1715
Total std L m3/h	1.7852	23.8572	4.0842	4.0842
Total std V m3/h	87.60	18568.70	2558.97	2558.97
Flow rates in kg/h				
Hydrogen	0.0036	1670.0000	222.9519	222.9519
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	1.1289	1.1289
Methane	0.0000	0.0000	0.1877	0.1877
Ethane	0.0000	0.0000	0.3655	0.3655
Propane	0.0000	0.0000	0.4334	0.4334
I-Butane	0.0000	0.0000	0.5029	0.5029
N-Butane	0.0000	0.0000	0.4686	0.4686
N-Pentane	0.0000	0.0000	1.5834	1.5834
N-Hexane	0.0000	0.0000	2.4589	2.4589
N-Heptane	0.0000	0.0000	3.6433	3.6433
N-Octane	0.0000	0.0000	5.4376	5.4376
N-Nonane	0.0000	0.0000	7.8030	7.8030
DEA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP159C	0.0000	0.0000	10.1486	10.1486
NBP173C	0.0000	0.0000	12.2789	12.2789
NBP186C	0.0000	0.0000	14.7108	14.7108
NBP199C	0.0000	0.0000	17.3348	17.3348
NBP213C	0.0000	0.0000	20.0459	20.0459
NBP235C	0.0000	0.0000	70.9071	70.9071
NBP265C	0.0000	0.0000	85.0687	85.0687
NBP295C	0.0879	0.0000	104.2981	104.2981
NBP325C	35.0634	0.0000	358.2652	358.2652
NBP355C	106.0012	0.0000	39.8463	39.8463
NBP385C	141.6918	0.0000	14.4123	14.4123
NBP423C	253.7944	0.0000	6.6218	6.6218
NBP471C	248.3786	0.0000	1.1255	1.1255
NBP518C	218.2542	0.0000	0.1326	0.1326
NBP565C	206.9711	0.0000	0.0085	0.0085
NBP613C	257.4488	0.0000	0.0009	0.0009
NBP660C	268.6334	0.0000	0.0001	0.0001

Obrázek 4.10: Složení proudů simulačního modelu. 3/6

## FLOW SUMMARIES:

Stream No.	13	14	15	16
Stream Name				
Temp C	218.6195	213.4000*	193.0000	289.0000
Pres kPa	4550.0000	30.0000	4600.0000	4550.0000
Enth kW	435.97	373.04	1356.6	3023.1
Vapor mole frac.	0.00000	0.00000	0.95888	0.96132
Total kmol/h	34.4381	32.5701	862.7571	862.7571
Total kg/h	13516.9717	14469.6309	15670.0059	15670.0039
Total std L m3/h	14.0544	14.8768	38.3962	38.3962
Total std V m3/h	771.88	730.01	19337.53	19337.53
Flow rates in kg/h				
Hydrogen	4.4780	0.0296	1670.0000	1670.0000
Hydrogen Sulfide	1.1289	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.1877	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.3655	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.4334	0.0000	0.0000	0.0000
I-Butane	0.5029	0.0000	0.0000	0.0000
N-Butane	0.4686	0.0000	0.0000	0.0000
N-Pentane	1.5834	0.0000	0.0000	0.0000
N-Hexane	2.4589	0.0000	0.0000	0.0000
N-Heptane	3.6433	0.0000	0.0000	0.0000
N-Octane	5.4376	0.0000	0.0000	0.0000
N-Nonane	7.8030	0.0000	0.0000	0.0000
DEA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP159C	10.1486	0.0000	49.8815	49.8815
NBP173C	12.2789	0.0000	50.2721	50.2721
NBP186C	14.7108	0.0000	50.7685	50.7685
NBP199C	17.3348	0.0000	51.2557	51.2557
NBP213C	20.0459	0.0000	51.7338	51.7338
NBP235C	70.9071	0.0000	117.8369	117.8369
NBP265C	85.0690	0.0003	120.1101	120.1101
NBP295C	104.9493	0.7390	133.0547	133.0547
NBP325C	615.5848	292.3823	660.2379	660.2379
NBP355C	817.2092	883.3641	851.2487	851.2487
NBP385C	1053.4923	1180.7721	1080.6162	1080.6162
NBP423C	1867.7855	2114.9587	1891.0892	1891.0892
NBP471C	1822.5693	2069.8230	1841.9374	1841.9374
NBP518C	1600.6631	1818.7853	1619.1605	1619.1604
NBP565C	1517.7960	1724.7588	1536.1586	1536.1586
NBP613C	1887.9583	2145.4067	1906.3112	1906.3109
NBP660C	1969.9778	2238.6116	1988.3319	1988.3317

Obrázek 4.11: Složení proudů simulačního modelu. 4/6

## FLOW SUMMARIES:

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name				
Temp C	289.0000	218.6195	218.6195	95.0000*
Pres kPa	4550.0000	4550.0000	4550.0000	4600.0000*
Enth kW	2812.2	1586.2	1150.2	61.974
Vapor mole frac.	0.96154	0.95963	1.0000	1.0000
Total kmol/h	853.1625	853.1625	818.7245	108.3937
Total kg/h	15669.9795	15669.9795	2153.0000	218.5000
Total std L m3/h	38.1846	38.1846	24.1301	3.1214
Total std V m3/h	19122.48	19122.48	18350.60	2429.50
Flow rates in kg/h				
Hydrogen	1636.4031	1636.4031	1631.9252	218.5000
Hydrogen Sulfide	89.2654	89.2654	88.1365	0.0000
Methane	37.8026	37.8026	37.6149	0.0000
Ethane	29.4022	29.4022	29.0367	0.0000
Propane	21.0011	21.0011	20.5677	0.0000
I-Butane	15.4009	15.4009	14.8980	0.0000
N-Butane	12.6007	12.6007	12.1321	0.0000
N-Pentane	28.0006	28.0006	26.4172	0.0000
N-Hexane	28.0017	28.0017	25.5428	0.0000
N-Heptane	27.9984	27.9984	24.3550	0.0000
N-Octane	28.0029	28.0029	22.5653	0.0000
N-Nonane	28.0019	28.0019	20.1988	0.0000
DEA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP159C	31.5370	31.5370	21.3884	0.0000
NBP173C	31.9247	31.9247	19.6458	0.0000
NBP186C	32.4208	32.4208	17.7099	0.0000
NBP199C	32.9094	32.9094	15.5745	0.0000
NBP213C	33.3866	33.3866	13.3407	0.0000
NBP235C	99.4899	99.4899	28.5827	0.0000
NBP265C	101.7626	101.7626	16.6935	0.0000
NBP295C	114.7056	114.7056	9.7562	0.0000
NBP325C	641.8883	641.8883	26.3031	0.0000
NBP355C	832.8988	832.8988	15.6891	0.0000
NBP385C	1062.2722	1062.2722	8.7792	0.0000
NBP423C	1872.7438	1872.7438	4.9572	0.0000
NBP471C	1823.5958	1823.5958	1.0250	0.0000
NBP518C	1600.8125	1600.8125	0.1483	0.0000
NBP565C	1517.8101	1517.8101	0.0131	0.0000
NBP613C	1887.9613	1887.9613	0.0018	0.0000
NBP660C	1969.9794	1969.9794	0.0002	0.0000

Obrázek 4.12: Složení proudů simulačního modelu. 5/6



## FLOW SUMMARIES:

Stream No.	22	23	24
Stream Name			
Temp C	184.7610	30.0000	30.0000
Pres kPa	4150.0000	3750.0000	3750.0000
Enth kW	914.43	-164.90	-44.878
Vapor mole frac.	0.99995	0.99819	0.00000
Total kmol/h	818.7245	818.7245	1.4784
Total kg/h	2153.0000	2153.0000	238.5067
Total std L m3/h	24.1301	24.1301	0.2928
Total std V m3/h	18350.60	18350.60	33.14
Flow rates in kg/h			
Hydrogen	1631.9252	1631.9252	0.0636
Hydrogen Sulfide	88.1365	88.1365	0.2834
Methane	37.6149	37.6149	0.0121
Ethane	29.0367	29.0367	0.0407
Propane	20.5677	20.5677	0.0991
I-Butane	14.8980	14.8980	0.1935
N-Butane	12.1321	12.1321	0.2318
N-Pentane	26.4172	26.4172	1.4710
N-Hexane	25.5428	25.5428	4.1355
N-Heptane	24.3550	24.3550	8.6433
N-Octane	22.5653	22.5653	13.9846
N-Nonane	20.1988	20.1988	16.4446
DEA	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000
NBP159C	21.3884	21.3884	18.4190
NBP173C	19.6458	19.6458	17.9243
NBP186C	17.7099	17.7099	16.7551
NBP199C	15.5745	15.5745	15.0669
NBP213C	13.3407	13.3407	13.0810
NBP235C	28.5827	28.5827	28.3457
NBP265C	16.6935	16.6935	16.6520
NBP295C	9.7562	9.7562	9.7491
NBP325C	26.3031	26.3031	26.2976
NBP355C	15.6891	15.6891	15.6882
NBP385C	8.7792	8.7792	8.7791
NBP423C	4.9572	4.9572	4.9571
NBP471C	1.0250	1.0250	1.0250
NBP518C	0.1483	0.1483	0.1483
NBP565C	0.0131	0.0131	0.0131
NBP613C	0.0018	0.0018	0.0018
NBP660C	0.0002	0.0002	0.0002

Obrázek 4.13: Složení proudů simulačního modelu. 6/6

## Příloha 2

CHEMCAD 6.5.6

Page 1

### STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	3	4
Name	Surovina			
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	34.3020	34.3020	862.7570	32.5692
Mass flow kg/h	14000.0029	14000.0029	15670.0059	14469.4023
Temp C	77.0000	108.0000	115.3374	189.3697
Pres kPa	500.0000	500.0000	4600.0000	30.0000
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.9586	3.336E-005
Enth kW	-817.92	-578.92	130.54	135.75
Tc C	653.7156	653.7156	147.7158	671.7486
Pc kPa	1699.5778	1699.5778	34770.6250	1323.3733
Std. sp gr. wtr = 1	0.963	0.963	0.408	0.973
Std. sp gr. air = 1	14.092	14.092	0.627	15.339
Degree API	15.4480	15.4480	215.2170	13.9818
Average mol wt	408.1401	408.1401	18.1627	444.2658
Actual dens kg/m3	918.1213	898.0750	25.6911	851.4456
Actual vol m3/h	15.2485	15.5889	609.9396	16.9939
Std liq m3/h	14.5390	14.5390	38.3962	14.8766
Std vap 0 C m3/h	768.8318	768.8318	19337.5313	729.9956
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h			827.0728	0.0011
Mass flow kg/h			1689.9325	0.0051
Average mol wt			2.0433	4.7286
Actual dens kg/m3			2.8439	0.0369
Actual vol m3/h			594.2294	0.1393
Std liq m3/h			23.8411	0.0000
Std vap 0 C m3/h			18537.7168	0.0244
Cp kJ/kg-K			14.3543	7.3575
Z factor			1.0233	1.0001
Visc N-s/m2			1.072e-005	1.205e-005
Th cond W/m-K			0.2127	0.2171
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	34.3020	34.3020	35.6844	32.5682
Mass flow kg/h	14000.0029	14000.0029	13980.0742	14469.3975
Average mol wt	408.1401	408.1401	391.7704	444.2805
Actual dens kg/m3	918.1213	898.0750	889.8734	858.4820
Actual vol m3/h	15.2485	15.5889	15.7102	16.8546
Std liq m3/h	14.5390	14.5390	14.5551	14.8766
Std vap 0 C m3/h	768.8318	768.8318	799.8166	729.9711
Cp kJ/kg-K	1.9014	2.0590	2.0881	2.4133
Z factor	0.0764	0.0717	0.6271	0.0040
Visc N-s/m2	0.07436	0.01542	0.009148	0.002633
Th cond W/m-K	0.1203	0.1159	0.1144	0.1043
Surf. tens. N/m	0.0323	0.0301	0.0289	0.0253

Obrázek 4.14: Vlastnosti proudů simulačního modelu. 1/6

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	5	6	7	8
Name				Vodík
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	32.5692	28.6609	817.2460	828.4552
Mass flow kg/h	14469.4023	12733.0752	1914.4918	1670.0000
Temp C	70.0000	70.0000	30.0000	95.0000
Pres kPa	30.0000	30.0000	3750.0000	4600.0000
Vapor mole fraction	0.0002119	0.0002119	1.000	1.000
Enth kW	-894.13	-786.84	-120.03	473.67
Tc C	671.7486	671.7486	-232.3427	-239.8800
Pc kPa	1323.3741	1323.3717	2175.8848	1295.9465
Std. sp gr. wtr = 1	0.973	0.973	0.080	0.070
Std. sp gr. air = 1	15.339	15.339	0.081	0.070
Degree API	13.9818	13.9818	1630.3115	1889.9286
Average mol wt	444.2658	444.2659	2.3426	2.0158
Actual dens kg/m3	895.7109	895.7112	3.4086	2.9577
Actual vol m3/h	16.1541	14.2156	561.6714	564.6260
Std liq m3/h	14.8766	13.0914	23.8373	23.8572
Std vap 0 C m3/h	729.9956	642.3960	18317.4629	18568.7012
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h	0.0069	0.0061	817.2460	828.4552
Mass flow kg/h	0.0140	0.0123	1914.4918	1670.0000
Average mol wt	2.0257	2.0257	2.3426	2.0158
Actual dens kg/m3	0.0213	0.0213	3.4086	2.9577
Actual vol m3/h	0.6563	0.5775	561.6714	564.6260
Std liq m3/h	0.0002	0.0002	23.8373	23.8572
Std vap 0 C m3/h	0.1547	0.1361	18317.4629	18568.7012
Cp kJ/kg-K	14.3339	14.3339	12.4826	14.5036
Z factor	1.0002	1.0002	1.0227	1.0244
Visc N-s/m2	9.770e-006	9.770e-006	9.272e-006	1.033e-005
Th cond W/m-K	0.1915	0.1915	0.1724	0.2046
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	32.5623	28.6549		
Mass flow kg/h	14469.3877	12733.0625		
Average mol wt	444.3595	444.3596		
Actual dens kg/m3	933.6395	933.6398		
Actual vol m3/h	15.4978	13.6381		
Std liq m3/h	14.8764	13.0912		
Std vap 0 C m3/h	729.8409	642.2599		
Cp kJ/kg-K	1.8520	1.8520		
Z factor	0.0050	0.0050		
Visc N-s/m2	0.2623	0.2623		
Th cond W/m-K	0.1213	0.1213		
Surf. tens. N/m	0.0334	0.0334		

Obrázek 4.15: Vlastnosti proudů simulačního modelu. 2/6

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	9	10	11	12
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	3.9083	828.4552	114.1700	114.1700
Mass flow kg/h	1736.3285	1670.0000	1002.1715	1002.1715
Temp C	70.0000	130.0000	30.0000	163.8434
Pres kPa	30.0000	4600.0000	30.0000	30.0000
Vapor mole fraction	0.0002119	1.000	0.9722	1.000
Enth kW	-107.30	709.47	-72.115	163.25
Tc C	671.7486	-239.8800	-53.6442	-53.6442
Pc kPa	1323.3717	1295.9465	20453.2070	20453.2070
Std. sp gr. wtr = 1	0.973	0.070	0.245	0.245
Std. sp gr. air = 1	15.339	0.070	0.303	0.303
Degree API	13.9818	1889.9286	445.1643	445.1643
Average mol wt	444.2659	2.0158	8.7779	8.7779
Actual dens kg/m3	895.7111	2.7055	0.1075	0.0725
Actual vol m3/h	1.9385	617.2597	9326.7402	13827.3350
Std liq m3/h	1.7852	23.8572	4.0842	4.0842
Std vap 0 C m3/h	87.5995	18568.7012	2558.9661	2558.9661
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h	0.0008	828.4552	110.9955	114.1700
Mass flow kg/h	0.0017	1670.0000	266.1716	1002.1715
Average mol wt	2.0257	2.0158	2.3980	8.7779
Actual dens kg/m3	0.0213	2.7055	0.0285	0.0725
Actual vol m3/h	0.0788	617.2597	9325.8877	13827.3350
Std liq m3/h	0.0000	23.8572	3.2432	4.0842
Std vap 0 C m3/h	0.0186	18568.7012	2487.8135	2558.9661
Cp kJ/kg-K	14.3339	14.5403	12.2178	4.7963
Z factor	1.0002	1.0226	1.0002	1.0001
Visc N-s/m2	9.770e-006	1.099e-005	9.025e-006	1.164e-005
Th cond W/m-K	0.1915	0.2189	0.1707	0.1789
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	3.9075		3.1745	
Mass flow kg/h	1736.3268		736.0000	
Average mol wt	444.3596		231.8458	
Actual dens kg/m3	933.6398		863.9599	
Actual vol m3/h	1.8597		0.8519	
Std liq m3/h	1.7852		0.8411	
Std vap 0 C m3/h	87.5809		71.1526	
Cp kJ/kg-K	1.8520		1.7746	
Z factor	0.0050		0.0032	
Visc N-s/m2	0.2623		0.004700	
Th cond W/m-K	0.1213		0.1270	
Surf. tens. N/m	0.0334		0.0311	

Obrázek 4.16: Vlastnosti proudů simulačního modelu. 3/6

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	13	14	15	16
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	34.4381	32.5701	862.7570	862.7570
Mass flow kg/h	13516.9717	14469.6309	15670.0059	15670.0039
Temp C	218.6195	213.4000	193.0000	289.0000
Pres kPa	4550.0000	30.0000	4600.0000	4550.0000
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.9589	0.9613
Enth kW	435.97	373.04	1356.6	3023.1
Tc C	656.1124	671.7460	147.7157	147.7158
Pc kPa	2380.3027	1323.4038	34770.6250	34770.6289
Std. sp gr. wtr = 1	0.962	0.973	0.408	0.408
Std. sp gr. air = 1	13.552	15.339	0.627	0.627
Degree API	15.6262	13.9820	215.2170	215.2171
Average mol wt	392.5006	444.2612	18.1627	18.1627
Actual dens kg/m3	837.8344	844.1050	21.5469	17.7436
Actual vol m3/h	16.1332	17.1420	727.2499	883.1371
Std liq m3/h	14.0544	14.8768	38.3962	38.3962
Std vap 0 C m3/h	771.8832	730.0146	19337.5313	19337.5313
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h			827.2813	829.3834
Mass flow kg/h			1825.7657	2459.0410
Average mol wt			2.2069	2.9649
Actual dens kg/m3			2.5680	2.8371
Actual vol m3/h			710.9702	866.7414
Std liq m3/h			23.9879	24.6914
Std vap 0 C m3/h			18542.3906	18589.5059
Cp kJ/kg-K			13.4789	10.6675
Z factor			1.0201	1.0175
Visc N-s/m2			1.214e-005	1.397e-005
Th cond W/m-K			0.2421	0.2701
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	34.4381	32.5701	35.4758	33.3737
Mass flow kg/h	13516.9717	14469.6309	13844.2363	13210.9629
Average mol wt	392.5006	444.2612	390.2448	395.8494
Actual dens kg/m3	837.8344	844.1050	850.3941	805.7551
Actual vol m3/h	16.1332	17.1420	16.2798	16.3958
Std liq m3/h	14.0544	14.8768	14.4083	13.7048
Std vap 0 C m3/h	771.8832	730.0146	795.1415	748.0265
Cp kJ/kg-K	2.5268	2.5092	2.4281	2.7747
Z factor	0.5214	0.0039	0.5447	0.4783
Visc N-s/m2	0.001027	0.001799	0.001447	0.0004945
Th cond W/m-K	0.0996	0.1009	0.1034	0.0898
Surf. tens. N/m	0.0219	0.0237	0.0236	0.0177

Obrázek 4.17: Vlastnosti proudů simulačního modelu. 4/6

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	17	18	19	20
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	853.1623	853.1623	818.7245	108.3937
Mass flow kg/h	15669.9795	15669.9795	2153.0000	218.5000
Temp C	289.0000	218.6195	218.6195	95.0000
Pres kPa	4550.0000	4550.0000	4550.0000	4600.0000
Vapor mole fraction	0.9615	0.9596	1.000	1.000
Enth kW	2812.2	1586.2	1150.2	61.974
Tc C	148.0628	148.0627	-222.7076	-239.8800
Pc kPa	34621.3086	34621.3125	3618.5762	1295.9465
Std. sp gr. wtr = 1	0.410	0.410	0.089	0.070
Std. sp gr. air = 1	0.634	0.634	0.091	0.070
Degree API	213.3067	213.3067	1454.3864	1889.9283
Average mol wt	18.3669	18.3669	2.6297	2.0158
Actual dens kg/m3	17.9395	20.4612	2.8718	2.9577
Actual vol m3/h	873.4899	765.8392	749.7060	73.8747
Std liq m3/h	38.1846	38.1846	24.1301	3.1214
Std vap 0 C m3/h	19122.4785	19122.4785	18350.6035	2429.4978
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h	820.3511	818.7245	818.7245	108.3937
Mass flow kg/h	2654.6880	2153.0000	2153.0000	218.5000
Average mol wt	3.2360	2.6297	2.6297	2.0158
Actual dens kg/m3	3.0965	2.8718	2.8718	2.9577
Actual vol m3/h	857.3292	749.7060	749.7060	73.8747
Std liq m3/h	24.6864	24.1301	24.1301	3.1214
Std vap 0 C m3/h	18387.0586	18350.6035	18350.6035	2429.4978
Cp kJ/kg-K	9.8994	11.5771	11.5771	14.5036
Z factor	1.0175	1.0191	1.0191	1.0244
Visc N-s/m2	1.433e-005	1.298e-005	1.298e-005	1.033e-005
Th cond W/m-K	0.2650	0.2454	0.2454	0.2046
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	32.8114	34.4381		
Mass flow kg/h	13015.2939	13516.9717		
Average mol wt	396.6703	392.5006		
Actual dens kg/m3	805.3660	837.8344		
Actual vol m3/h	16.1607	16.1332		
Std liq m3/h	13.4982	14.0544		
Std vap 0 C m3/h	735.4224	771.8832		
Cp kJ/kg-K	2.7746	2.5268		
Z factor	0.4795	0.5214		
Visc N-s/m2	0.0004980	0.001027		
Th cond W/m-K	0.0897	0.0996		
Surf. tens. N/m	0.0176	0.0219		

Obrázek 4.18: Vlastnosti proudů simulačního modelu. 5/6

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	22	23	24
Name			
- - Overall - -			
Molar flow kmol/h	818.7245	818.7245	1.4784
Mass flow kg/h	2153.0000	2153.0000	238.5067
Temp C	184.7610	30.0000	30.0000
Pres kPa	4150.0000	3750.0000	3750.0000
Vapor mole fraction	0.9999	0.9982	0.0000
Enth kW	914.43	-164.90	-44.878
Tc C	-222.7074	-222.7076	404.5684
Pc kPa	3618.6157	3618.5740	3528.6438
Std. sp gr. wtr = 1	0.089	0.089	0.814
Std. sp gr. air = 1	0.091	0.091	5.570
Degree API	1454.3864	1454.3864	42.2380
Average mol wt	2.6297	2.6297	161.3290
Actual dens kg/m3	2.8149	3.8312	799.9479
Actual vol m3/h	764.8651	561.9695	0.2982
Std liq m3/h	24.1301	24.1301	0.2928
Std vap 0 C m3/h	18350.6035	18350.6035	33.1360
- - Vapor only - -			
Molar flow kmol/h	818.6799	817.2460	
Mass flow kg/h	2140.1973	1914.4918	
Average mol wt	2.6142	2.3426	
Actual dens kg/m3	2.7982	3.4086	
Actual vol m3/h	764.8491	561.6714	
Std liq m3/h	24.1161	23.8373	
Std vap 0 C m3/h	18349.6016	18317.4629	
Cp kJ/kg-K	11.6016	12.4826	
Z factor	1.0185	1.0227	
Visc N-s/m2	1.234e-005	9.272e-006	
Th cond W/m-K	0.2325	0.1724	
- - Liquid only - -			
Molar flow kmol/h	0.0445	1.4784	1.4784
Mass flow kg/h	12.8073	238.5067	238.5067
Average mol wt	287.6939	161.3290	161.3290
Actual dens kg/m3	799.6770	799.9479	799.9479
Actual vol m3/h	0.0160	0.2982	0.2982
Std liq m3/h	0.0141	0.2928	0.2928
Std vap 0 C m3/h	0.9978	33.1360	33.1360
Cp kJ/kg-K	2.4219	1.9249	1.9249
Z factor	0.3922	0.3001	0.3001
Visc N-s/m2	0.0007349	0.001281	0.001281
Th cond W/m-K	0.1042	0.1258	0.1258
Surf. tens. N/m	0.0206	0.0262	0.0262

Obrázek 4.19: Vlastnosti proudů simulačního modelu. 6/6

---

## Příloha 3

### SUMMARY REPORT

#### General Data:

Exch Class/Type	R/AEU
Shell I.D.	0.44
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	80
Tube Length	5.50
Tube O.D./I.D.	0.0250/0.0200
Tube Pattern	TRI30
Tube Pitch	0.03
Number of Tube Passes	4
Number of Baffles	30
Baffle Spacing	0.16
Baffle Cut, % Diameter	18
Baffle Type	SSEG
Baffle space def.	Edge-Edge

#### Heat Transfer Data:

Effective Transfer Area	33.50
Area Required	9.96
COR LMTD	106.85
U (Calc/Service)	222.88/66.28
Heat Calc	797.86
Heat Spec	237.29
Excess %	236.24
Foul(S/T)	3.500E-004/1.800E-004
Del P(S/T)	10.97/15.26
SS Film Coeff	559.60
SS CS Vel	0.18
TW Resist	0.000057
TS Film Coeff	604.59
TS Vel	0.76

#### Thermodynamics:

K: Grayson Streed  
H: Lee-Kesler  
D: Library

Number of Components: 31

Calculation Mode: Rating

#### Engineering Units:

Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	kPa
Enthalpy	kW-h
Diameter/Area	m/m2
Length/Velocity	m/(m/sec)
Film	W/m2-K
Fouling	m2-K/W

Obrázek 4.20: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku E1 v CHEMCAD.



# SUMMARY REPORT

## General Data:

Exch Class/Type	R/AEU
Shell I.D.	0.44
Shell in Series/Parallel	1/2
Number of Tubes	80
Tube Length	6.00
Tube O.D./I.D.	0.0250/0.0200
Tube Pattern	TRI30
Tube Pitch	0.03
Number of Tube Passes	4
Number of Baffles	20
Baffle Spacing	0.28
Baffle Cut, % Diameter	5
Baffle Type	SSEG
Baffle space def.	Edge-Edge

## Heat Transfer Data:

Effective Transfer Area	73.89
Area Required	16.33
COR LMTD	89.50
U (Calc/Service)	838.59/185.40
Heat Calc	5545.64
Heat Spec	1226.03
Excess %	352.32
Foul(S/T)	3.500E-004/1.800E-004
Del P(S/T)	50.44/426.61
SS Film Coeff	18242.80
SS CS Vel	3.34
TW Resist	0.000060
TS Film Coeff	2487.27
TS Vel	4.16

## Thermodynamics:

K: Grayson Streed  
H: Lee-Kesler  
D: Library

Number of Components: 31

Calculation Mode: Rating

## Engineering Units:

Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	kPa
Enthalpy	kW-h
Diameter/Area	m/m2
Length/Velocity	m/(m/sec)
Film	W/m2-K
Fouling	m2-K/W

Obrázek 4.21: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku E2 v CHEMCAD.

# SUMMARY REPORT

## General Data:

Exch Class/Type	R/AEU
Shell I.D.	0.44
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	80
Tube Length	6.00
Tube O.D./I.D.	0.0250/0.0200

Tube Pattern	TRI30
Tube Pitch	0.03
Number of Tube Passes	4
Number of Baffles	20
Baffle Spacing	0.28
Baffle Cut, % Diameter	5
Baffle Type	SSEG
Baffle space def.	Edge-Edge

## Heat Transfer Data:

Effective Transfer Area	36.94
Area Required	10.31
COR LMTD	86.90
U (Calc/Service)	263.22/73.45
Heat Calc	845.04
Heat Spec	235.80
Excess %	258.37
Foul(S/T)	1.800E-004/1.760E-003
Del P(S/T)	27.34/30.94
SS Film Coeff	1285.50
SS CS Vel	4.71
TW Resist	0.000058
TS Film Coeff	2145.04
TS Vel	32.87

## Thermodynamics:

K: Grayson Streed  
H: Lee-Kesler  
D: Library

Number of Components: 31

Calculation Mode: Rating

## Engineering Units:

Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	kPa
Enthalpy	kW-h
Diameter/Area	m/m2
Length/Velocity	m/(m/sec)
Film	W/m2-K
Fouling	m2-K/W

Obrázek 4.22: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku E3 v CHEMCAD.

## Příloha 4

		E1	E1	E1	E1
		Var. 1	Var. 2	Var. 3	Var. 4
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	33,50	34,40	34,40	34,40
LMTD	[°C]	106,85	108,35	108,35	108,35
Souč. prostupu tepla – vypočtené	[W/m <sup>2</sup> -K]	222,88	183,19	209,60	180,15
Souč. prostupu tepla – požadované	[W/m <sup>2</sup> -K]	66,28	64,69	64,69	64,69
Výkon	[kW]	237,29	241,09	241,09	241,09
Dimenzování	[%]	236,24	183,19	223,19	178,50
Rychlost proudění – plášť	[m/s]	0,18	0,28	0,28	0,28
Rychlost proudění – trubky	[m/s]	0,76	0,75	0,75	0,75
Souč. přestupu tepla – plášť	[W/m <sup>2</sup> -K]	559,60	374,60	455,07	433,20
Souč. přestupu tepla – trubky	[W/m <sup>2</sup> -K]	604,59	579,50	639,87	478,88
		E2 1/2	E2 1/2	E2 1/2	E2 1/2
		Var. 1	Var. 2	Var. 3	Var. 4
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	73,89	73,89	73,89	73,89
LMTD	[°C]	89,50	97,10	97,10	97,10
Souč. prostupu tepla – vypočtené	[W/m <sup>2</sup> -K]	838,59	1010,64	1032,66	1038,01
Souč. prostupu tepla – požadované	[W/m <sup>2</sup> -K]	185,40	170,89	170,89	170,89
Výkon	[kW]	1226,03	1226,03	1226,03	1226,03
Dimenzování	[%]	352,32	491,39	504,28	507,41
Rychlost proudění – plášť	[m/s]	3,34	6,68	6,68	6,68
Rychlost proudění – trubky	[m/s]	4,16	12,56	36,26	6,04
Souč. přestupu tepla – plášť	[W/m <sup>2</sup> -K]	18242,80	19659,21	19986,29	20044,69
Souč. přestupu tepla – trubky	[W/m <sup>2</sup> -K]	2487,27	4124,42	4420,79	4497,92
		E3	E3	E3	E3
		Var. 1	Var. 2	Var. 3	Var. 4
Teplosměnná plocha	[m <sup>2</sup> ]	36,94	37,54	37,54	37,54
LMTD	[°C]	86,90	86,90	86,90	86,90
Souč. prostupu tepla – vypočtené	[W/m <sup>2</sup> -K]	263,22	256,74	277,48	281,14
Souč. prostupu tepla – požadované	[W/m <sup>2</sup> -K]	73,45	72,28	72,28	72,28
Výkon	[kW]	235,80	235,80	235,80	235,80
Dimenzování	[%]	258,37	255,21	283,91	288,96
Rychlost proudění – plášť	[m/s]	4,71	6,47	6,47	6,47
Rychlost proudění – trubky	[m/s]	32,87	32,87	33,47	25,17
Souč. přestupu tepla – plášť	[W/m <sup>2</sup> -K]	1285,50	1030,60	1513,99	1501,70
Souč. přestupu tepla – trubky	[W/m <sup>2</sup> -K]	2145,04	2570,60	2475,62	2761,87

Obrázek 4.23: Výsledky variant kombinací metod tepelně-hydraulického výpočtu výměníků v CHEMCAD.

## Příloha 5

File Edit View Input Tools Window Help

SI

Input Summary

- Process
- Hot Fluid Properties
- Cold Fluid Properties
- Geometry
- Exchanger
- Reboiler
- Tubes
- Baffles
- Nozzles
- Tube Layout
- Optional
- Design
- Control
- Input Notifications

**HTRI**

Case mode: **Rating** Service type: Generic shell and tube

Customer: Job No.

Address: Reference No.

Location: Proposal No.

Service of unit: Date Rev

Type: A E U Orientation: Horizontal Item No.

Hot fluid: Tubeside Unit angle: Connected in: 1 parallel 1 series

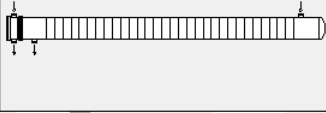
**PERFORMANCE OF ONE UNIT**

Fluid allocation	Shell Side	Tube Side
Fluid name	COLD	HOT
Fluid quantity, Total	kg/s 3.88	4.02
Temperature (In/Out)	C 77 108	213,4
Vapor weight fraction (In/Out)	0 0	
Inlet pressure	kPa 500	30
Pressure drop, allow.	kPa	
Fouling resistance (min)	m2-K/W 3,5e-4	1,8e-4
Heat exchanged	MegaWatts	

**CONSTRUCTION OF ONE SHELL**

	Shell Side	Tube Side
Design/Test pressure	kPaG 517,107 /	517,107 /
Design temperature	C 243,33	110
Number passes per shell		4
Corrosion allowance	mm 3,175	3,175
Connection	In mm 1 @	1 @
Size & Rating	Out mm 1 @	1 @
	Intermediate @	@

Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)



Tube No. 80 OD 25,4 mm Thk(avg) 2,5 mm Length 5,5 m Pitch 32 mm

Tube type Plain Material Carbon steel Tube pattern 30

Shell Carbon steel ID 440 OD 459,05 mm Shell cover

Channel or bonnet Channel cover

Tubesheet-stationary Tubesheet-floating

Floating head cover Imp. Prot. If required by TEMA Rods

Baffles-cross Type Single segmental %Cut 18.2 Spacing(c/c) 165 Inlet 491 mm

Orientation Program sets Crosspasses Outlet 491 mm

Baffles-long Seal type

Supports-tube U-bend Type None

Bypass seal Program Set pairs strips Tube-tubesheet joint Expanded (No groove)

Expansion joint No Type

Gaskets-Shell side Tube side

-Floating head

Code requirements TEMA class R

Remarks: This line is reserved for program messages

Reprinted with Permission (v7)

Input Remarks

<< Previous Next >>

Input Reports Graphs Drawings Shells-in-Series Design Session

Obrázek 4.24: Nastavení E1 v HTRI.

File Edit View Input Tools Window Help

SI

Input Summary

- Process
- Hot Fluid Properties
- Cold Fluid Properties
- Geometry
  - Exchanger
  - Reboiler
  - Tubes
  - Baffles
  - Nozzles
  - Tube Layout
- Optional
- Design
- Control
- Input Notifications

# HTRI

Case mode: **Rating** Service type: Generic shell and tube

Customer: Job No. Reference No. Proposal No. Date Rev

Address: Item No.

Location: Connected in 2 parallel 1 series

Service of unit: Date Rev

Type: A E U Orientation: Horizontal Unit angle

Hot fluid: Tubeside

## PERFORMANCE OF ONE UNIT

Fluid allocation	Shell Side	Tube Side
Fluid name	COLD	HOT
Fluid quantity, Total kg/s	4,35	4,35
Temperature (In/Out) C	115,34 193	289
Vapor weight fraction (In/Out)		
Inlet pressure kPa	4600	4550
Pressure drop, allow. kPa		
Fouling resistance (min) m2-K/W	3,5e-4	1,8e-4
Heat exchanged MegaWatts		

## CONSTRUCTION OF ONE SHELL

	Shell Side	Tube Side
Design/Test pressure kPaG	4964,23 /	4895,28 /
Design temperature C	221,11	321,11
Number passes per shell		4
Corrosion allowance mm	3,175	3,175
Connection In mm	1 @	1 @
Size Out mm	1 @	1 @
Rating Intermediate	@	@

Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)

Tube No. 80 OD 25 mm Thk(avg) 2,5 mm Length 6 m Pitch 32 mm

Tube type Plain Material Carbon steel Tube pattern 30

Shell Carbon steel ID 440 OD 478,1 mm Shell cover

Channel or bonnet Channel cover

Tubesheet-stationary Tubesheet-floating

Floating head cover Imp. Prot. If required by TEMA Rods

Baffles-cross Type Single segmental %Cut 4,54 Spacing(c/c) 280 Inlet mm

Orientation Program sets Crosspasses Outlet mm

Baffles-long Seal type

Supports-tube U-bend Type None

Bypass seal Program Set pairs strips Tube-tubesheet joint Expanded (No groove)

Expansion joint No Type

Gaskets-Shell side Tube side

-Floating head

Code requirements TEMA class R

Remarks: This line is reserved for program messages

Reprinted with Permission (v7)

Input Remarks

<< Previous Next >>

Input Reports Graphs Drawings Shells-in-Series Design Session

Obrázek 4.25: Nastavení E2 v HTRI.

File Edit View Input Tools Window Help

SI

Input Summary

- Process
- Hot Fluid Properties
- Cold Fluid Properties
- Geometry
  - Exchanger
  - Reboiler
  - Tubes
  - Baffles
  - Nozzles
  - Tube Layout
  - Optional
- Design
- Control
- Input Notifications

**HTRI**

Case mode: Rating Service type: Generic shell and tube

Customer: Job No.

Address: Reference No.

Location: Proposal No.

Service of unit: Date Rev

Type: A E U Orientation: Horizontal Item No.

Hot fluid: Tubeside Connected in: 1 parallel 1 series


**PERFORMANCE OF ONE UNIT**

Fluid allocation	Shell Side	Tube Side
Fluid name	COLD	HOT
Fluid quantity, Total kg/s	0,4638	0,598
Temperature (In/Out) C	95 130	218,62
Vapor weight fraction (In/Out)	1 1	
Inlet pressure kPa	4600	4550
Pressure drop, allow. kPa		
Fouling resistance (min) m2-K/W	1,8e-4	0,00176
Heat exchanged MegaWatts		

**CONSTRUCTION OF ONE SHELL**

	Shell Side	Tube Side
Design/Test pressure kPaG	4964,23 /	4895,28 /
Design temperature C	160	248,89
Number passes per shell		4
Corrosion allowance mm	3,175	3,175
Connection In mm	1 @	1 @
Size Out mm	1 @	1 @
Rating Intermediate	@	@

Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)



Tube No. 80 OD 25 mm Thk(avg) 2,5 mm Length 6 m Pitch 32 mm

Tube type Plain Material Carbon steel Tube pattern 30

Shell Carbon steel ID 440 OD 478,1 mm Shell cover

Channel or bonnet Channel cover

Tubesheet-stationary Tubesheet-floating

Floating head cover Imp. Prot. If required by TEMA Rods

Baffles-cross Type Single segmental %Cut 4,54 Spacing(c/c) 280 Inlet mm

Orientation Program sets Crosspasses Outlet mm

Baffles-long Seal type

Supports-tube U-bend Type None

Bypass seal Program Set pairs strips Tube-tubesheet joint Expanded (No groove)

Expansion joint No Type

Gaskets-Shell side Tube side

-Floating head

Code requirements TEMA class R

Remarks: This line is reserved for program messages

Reprinted with Permission (v7)

Input Remarks

<< Previous Next >>


Input Reports Graphs Drawings Shells-in-Series Design Session

Obrázek 4.26: Nastavení E3 v HTRI.

## Příloha 6

<div>HTRI</div>		<div>Output Summary</div>		Page 1	
		Released to the following organization: VUT v Brne Tester			
Xist Ver. 7 SP1 22.03.2017 13:21 SN: 01016-1007468327				SI Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AEU Shell With Single-Segmental Baffles					
No Data Check Messages.					
See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name		COLD		HOT	
Flow rate (kg/s)		3,8800		4,0200	
Inlet/Outlet Y (Wt. frac vap.)		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Inlet/Outlet T (Deg C)		77,00	108,00	213,40	188,70
Inlet P/Avg (kPa)		500,00	496,23	30,000	21,289
dP/Allow. (kPa)		7,532	0,000	17,422	0,000
Fouling (m2-K/W)		0,000350		0,000180	
Exchanger Performance					
Shell h (W/m2-K)		303,23	Actual U (W/m2-K)	139,31	
Tube h (W/m2-K)		382,65	Required U (W/m2-K)	63,44	
Hot regime (--) d No Phase Change			Duty (MegaWatts)	0,2430	
Cold regime (--) Sens. Liquid			Eff. area (m2)	35,813	
EMTD (Deg C)		107,0	Overdesign (%)	119,61	
Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type (--) AEU			Baffle type (--) Single-Seg.		
Shell ID (mm) 440,00			Baffle cut (Pct Dia.) 18,2		
Series (--) 1			Baffle orientation (--) Perpend.		
Parallel (--) 1			Central spacing (mm) 165,00		
Orientation (deg) 0,00			Crosspasses (--) 31		
Tube Geometry			Nozzles		
Tube type (--) Plain			Shell inlet (mm) 102,26		
Tube OD (mm) 25,400			Shell outlet (mm) 102,26		
Length (m) 5,500			Inlet height (mm) 6,350		
Pitch ratio (--) 1,2598			Outlet height (mm) 6,350		
Layout (deg) 30			Tube inlet (mm) 52,553		
Tubecount (--) 80			Tube outlet (mm) 52,553		
Tube Pass (--) 4					
Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell 45,94		Shellside 8,08e-2		A 0,007	
Tube 45,33		Tubeside 0,72		B 0,183	
Fouling 8,00		Crossflow 0,21		C 0,005	
Metal 0,73		Window 0,28		E 0,060	
				F 0,744	

Obrázek 4.27: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku E1 v HTRI.

		<b>Output Summary</b>		Page 1
		Released to the following organization:		
		VUT v Brne		
		Tester		
Xist Ver. 7 SP1 02.05.2017 14:21 SN: 01016-1007468327				<b>SI Units</b>
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AEU Shell With Single-Segmental Baffles				
<b>No Data Check Messages.</b>				
<b>See Runtime Message Report for Warning Messages.</b>				
<b>Process Conditions</b>		<b>Cold Shellside</b>		<b>Hot Tubeside</b>
Fluid name		COLD		HOT
Flow rate (kg/s)		4,3500		4,3500
Inlet/Outlet Y (Wt. frac vap.)		0,1077	0,1168	0,1730
Inlet/Outlet T (Deg C)		115,34	193,00	289,00
Inlet P/Avg (kPa)		4600,0	4589,2	4550,0
dP/Allow. (kPa)		21,673	0,000	154,25
Fouling (m2-K/W)		0,000350		0,000180
<b>Exchanger Performance</b>				
Shell h (W/m2-K)		238,66	Actual U (W/m2-K)	180,11
Tube h (W/m2-K)		1709,5	Required U (W/m2-K)	179,12
Hot regime (-- d No Phase Change)			Duty (MegaWatts)	1,2203
Cold regime (-- d No Phase Change)			Eff. area (m2)	76,363
EMTD (Deg C)		89,2	Overdesign (%)	0,55
<b>Shell Geometry</b>			<b>Baffle Geometry</b>	
TEMA type (--)		AEU	Baffle type (--)	Single-Seg.
Shell ID (mm)		440,00	Baffle cut (Pct Dia.)	4,54
Series (--)		1	Baffle orientation (--)	Parallel
Parallel (--)		2	Central spacing (mm)	280,00
Orientation (deg)		0,00	Crosspasses (--)	21
<b>Tube Geometry</b>			<b>Nozzles</b>	
Tube type (--)		Plain	Shell inlet (mm)	77,927
Tube OD (mm)		25,000	Shell outlet (mm)	77,927
Length (m)		6,000	Inlet height (mm)	21,089
Pitch ratio (--)		1,2800	Outlet height (mm)	23,316
Layout (deg)		30	Tube inlet (mm)	77,927
Tubecount (--)		80	Tube outlet (mm)	77,927
Tube Pass (--)		4		
<b>Thermal Resistance; %</b>		<b>Velocities; m/s</b>		<b>Flow Fractions</b>
Shell	75,47	Shellside	2,75	A 0,150
Tube	13,17	Tubeside	18,12	B 0,396
Fouling	10,36	Crossflow	3,39	C 0,153
Metal	1,01	Window	38,26	E 0,150
				F 0,151

Obrázek 4.28: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku E2 v HTRI.



<div>HTRI</div>		<div>Output Summary</div>		Page 1	
		Released to the following organization: VUT v Brne Tester			
Xist Ver. 7 SP1 22.03.2017 13:12 SN: 01016-1007468327				SI Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AEU Shell With Single-Segmental Baffles					
See Data Check Messages Report for Warning Messages.					
See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name		COLD		HOT	
Flow rate (kg/s)		0,4638		0,5980	
Inlet/Outlet Y (Wt. frac vap.)		1,0000	1,0000	1,0000	0,9914
Inlet/Outlet T (Deg C)		95,00	130,00	218,62	184,72
Inlet P/Avg (kPa)		4600,0	4531,9	4550,0	4502,3
dP/Allow. (kPa)		136,26	0,000	95,415	0,000
Fouling (m2-K/W)		0,000180		0,001760	
Exchanger Performance					
Shell h (W/m2-K)		198,71	Actual U (W/m2-K)	125,64	
Tube h (W/m2-K)		2531,1	Required U (W/m2-K)	71,26	
Hot regime (--) Ann-Mist			Duty (MegaWatts)	0,2362	
Cold regime (--) Sens. Gas			Eff. area (m2)	38,181	
EMTD (Deg C)		86,8	Overdesign (%)	76,31	
Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type (--) AEU			Baffle type (--) Single-Seg.		
Shell ID (mm) 440,00			Baffle cut (Pct Dia.) 4,54		
Series (--) 1			Baffle orientation (--) Perpend.		
Parallel (--) 1			Central spacing (mm) 280,00		
Orientation (deg) 0,00			Crosspasses (--) 21		
Tube Geometry			Nozzles		
Tube type (--) Plain			Shell inlet (mm) 52,553		
Tube OD (mm) 25,000			Shell outlet (mm) 52,553		
Length (m) 6,000			Inlet height (mm) 20,529		
Pitch ratio (--) 1,2800			Outlet height (mm) 21,566		
Layout (deg) 30			Tube inlet (mm) 77,927		
Tubecount (--) 80			Tube outlet (mm) 77,927		
Tube Pass (--) 4					
Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell 63,23		Shellside 2,89		A 0,107	
Tube 6,20		Tubeside 31,95		B 0,263	
Fouling 29,90		Crossflow 4,75		C 0,066	
Metal 0,66		Window 67,83		E 0,107	
				F 0,457	

Obrázek 4.29: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku E3 v HTRI.

## Příloha 7

Stream No.	3	14	21	25
Stream Name				
Temp C	115.3374	213.4001	151.8177	155.0000
Pres kPa	4600.0000	30.0000	4600.0000	30.0000
Enth kW	130.54	373.64	692.04	-187.86
Vapor mole frac.	0.95864	0.00000	0.95861	8.5185E-005
Total kmol/h	862.7571	32.5693	862.7571	32.5693
Total kg/h	15670.0059	14469.4189	15670.0059	14469.4189
Total std L m3/h	38.3962	14.8766	38.3962	14.8766
Total std V m3/h	19337.53	730.00	19337.53	730.00
Flow rates in kg/h				
Hydrogen	1670.0000	0.0296	1670.0000	0.0296
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
DEA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP159C	49.8815	0.0000	49.8815	0.0000
NBP173C	50.2721	0.0000	50.2721	0.0000
NBP186C	50.7685	0.0000	50.7685	0.0000
NBP199C	51.2557	0.0000	51.2557	0.0000
NBP213C	51.7338	0.0000	51.7338	0.0000
NBP235C	117.8369	0.0000	117.8369	0.0000
NBP265C	120.1101	0.0003	120.1101	0.0003
NBP295C	133.0547	0.7325	133.0547	0.7325
NBP325C	660.2379	292.2099	660.2379	292.2099
NBP355C	851.2487	883.3489	851.2487	883.3489
NBP385C	1080.6162	1180.7635	1080.6162	1180.7635
NBP423C	1891.0892	2114.9514	1891.0892	2114.9514
NBP471C	1841.9374	2069.8210	1841.9374	2069.8210
NBP518C	1619.1605	1818.7845	1619.1605	1818.7845
NBP565C	1536.1586	1724.7593	1536.1586	1724.7593
NBP613C	1906.3112	2145.4067	1906.3112	2145.4067
NBP660C	1988.3319	2238.6116	1988.3319	2238.6116

Obrázek 4.30: Vlastnosti okolních proudů nového výměníku tepla EN.

## Příloha 8

```
SUMMARY REPORT
-----

General Data:
Exch Class/Type           R/AEU
Shell I.D.                0.44
Shell in Series/Parallel  1/2
Number of Tubes           80
Tube Length              6.00
Tube O.D./I.D.           0.0250/0.0200

Tube Pattern              TRI60
Tube Pitch                0.03
Number of Tube Passes     4
Number of Baffles         20
Baffle Spacing            0.24
Baffle Cut, % Diameter    5
Baffle Type               SSEG
Baffle space def.         Edge-Edge

Heat Transfer Data:
Effective Transfer Area   73.89
Area Required             119.13
COR LMTD                  41.80
U (Calc/Service)         112.76/181.79
Heat Calc                 348.26
Heat Spec                 561.49
Excess %                  -37.98
Foul(S/T)                3.500E-004/1.800E-004
Del P(S/T)                21.06/4.08
SS Film Coeff             4585.53
SS CS Vel                 1.97
TW Resist                 0.000057
TS Film Coeff             155.89
TS Vel                    0.37

Thermodynamics:
K: Grayson Streed
H: Lee-Kesler
D: Library

Number of Components: 31

Calculation Mode: Rating

Engineering Units:
Temperature               C
Flow/Hour                 (kg/h)/h
Pressure                  kPa
Enthalpy                  kW-h
Diameter/Area             m/m2
Length/Velocity           m/(m/sec)
Film                      W/m2-K
Fouling                   m2-K/W
```

Obrázek 4.31: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku tepla EN v CHEMCAD.

## Příloha 9

<div>HTRI</div>		<div>Output Summary</div>		Page 1	
		Released to the following organization: VUT v Brne Tester			
Xist Ver. 7 SP1 02.05.2017 14:29 SN: 01016-1007468327				SI Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AEU Shell With Single-Segmental Baffles					
No Data Check Messages.					
See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name		COLD		HOT	
Flow rate (kg/s)		4,3500		4,0200	
Inlet/Outlet Y (Wt. frac vap.)		0,1077	0,1105	0,0000	0,0000
Inlet/Outlet T (Deg C)		115,34	151,74	213,40	155,00
Inlet P/Avg (kPa)		4600,0	4590,3	30,000	26,929
dP/Allow. (kPa)		19,467	0,000	6,142	0,000
Fouling (m2-K/W)		0,000350		0,000180	
Exchanger Performance					
Shell h (W/m2-K)		241,28	Actual U (W/m2-K)	52,75	
Tube h (W/m2-K)		88,11	Required U (W/m2-K)	172,32	
Hot regime (--) d No Phase Change		Duty (MegaWatts)		0,5591	
Cold regime (--) d No Phase Change		Eff. area (m2)		76,383	
EMTD (Deg C)		42,5	Overdesign (%)	-69,39	
Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type (--) AEU		Baffle type (--)		Single-Seg.	
Shell ID (mm) 440,00		Baffle cut (Pct Dia.)		5	
Series (--) 1		Baffle orientation (--)		Parallel	
Parallel (--) 2		Central spacing (mm)		280,00	
Orientation (deg) 0,00		Crosspasses (--)		21	
Tube Geometry			Nozzles		
Tube type (--) Plain		Shell inlet (mm)		77,927	
Tube OD (mm) 25,000		Shell outlet (mm)		77,927	
Length (m) 6,000		Inlet height (mm)		21,089	
Pitch ratio (--) 1,2800		Outlet height (mm)		22,160	
Layout (deg) 30		Tube inlet (mm)		52,553	
Tubecount (--) 80		Tube outlet (mm)		52,553	
Tube Pass (--) 4					
Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell 21,86	Shellside 2,64	A	0,149		
Tube 74,83	Tubeside 0,37	B	0,409		
Fouling 3,03	Crossflow 3,20	C	0,145		
Metal 0,28	Window 31,72	E	0,147		
		F	0,150		

Obrázek 4.32: Tepelně-hydraulický výpočet výměníku tepla EN v HTRI.

Příloha 10

Baffle cut = 5 %	Overd. [%]	Tot. Area [m2]	EMTD [°C]	U [W/m2-K]	Shell h [W/m2-K]	Tube h [W/m2-K]	S. vel [m/s]	T. vel [m/s]	Shell DP [kPa]	Tube DP [kPa]	Shell in series	Shell in parallel	Tube len [m]	Cross passes	Baffle type
Shortcut Design 1	18,6	157,927	49,2	87,16	806,98	130,12	2,93	0,37	52,676	9,182	4	2	3	3	12 Sng. Seg.
Shortcut Design 2	1,22	137,294	48,7	86,11	813,98	128,11	3,27	0,37	53,015	7,634	3	2	3,5	3,5	16 Sng. Seg.
Shortcut Design 3	15,24	156,145	48,8	85,93	814,53	127,79	3,09	0,37	54,438	8,423	3	2	4	4	17 Sng. Seg.
Shortcut Design 4	29,23	174,994	48,8	85,78	813,41	127,54	2,94	0,37	56,077	9,211	3	2	2	4,5	18 Sng. Seg.
Shortcut Design 5	43,07	193,843	48,9	85,53	800,88	127,34	2,71	0,37	54,317	9,996	3	2	2	5	18 Sng. Seg.
Shortcut Design 6	0,96	141,795	47,6	84,56	825,2	125,17	3,35	0,37	55,481	7,143	2	2	5,5	5,5	26 Sng. Seg.
Shortcut Design 7	9,97	154,361	47,6	84,47	824,2	125,03	3,23	0,37	56,314	7,664	2	2	6	6	27 Sng. Seg.
Shortcut Design 8	18,99	166,928	47,7	84,37	821,12	124,91	3,04	0,37	54,674	8,184	2	2	2	6,5	27 Sng. Seg.
Shortcut Design 9	27,98	179,495	47,7	84,29	819,25	124,8	2,96	0,37	55,815	8,705	2	2	2	7	28 Sng. Seg.
Shortcut Design 10	36,93	192,061	47,7	84,2	815,75	124,71	2,88	0,37	57,02	9,225	2	2	2	7,5	29 Sng. Seg.
Shortcut Design 11	45,84	204,627	47,8	84,07	807,74	124,63	2,74	0,37	55,911	9,744	2	2	2	8	29 Sng. Seg.
Shortcut Design 12	54,7	217,193	47,8	83,93	798,81	124,56	2,62	0,37	54,98	10,263	2	2	2	8,5	29 Sng. Seg.
Shortcut Design 13	63,6	229,76	47,9	83,74	784,77	124,5	2,52	0,37	54,731	10,78	2	2	2	9	28 Sng. Seg.
Shortcut Design 14	72,48	242,326	47,9	83,67	781,21	124,45	2,5	0,37	56,169	11,299	2	2	2	9,5	29 Sng. Seg.
Shortcut Design 15	81,25	254,893	47,9	83,52	771,09	124,39	2,38	0,37	55,608	11,816	2	2	2	10	29 Sng. Seg.
Baffle cut = 15 %															
Shortcut Design 1	22,32	157,927	49,2	89,78	1105	130,13	3,89	0,37	45,392	9,229	4	2	2	3	16 Sng. Seg.
Shortcut Design 2	4,48	137,294	48,9	88,64	1113,99	128,11	3,94	0,37	39,648	7,674	3	2	2	3,5	19 Sng. Seg.
Shortcut Design 3	18,87	156,145	48,8	88,49	1121	127,8	3,98	0,37	45,266	8,468	3	2	2	4	22 Sng. Seg.
Shortcut Design 4	33,24	174,994	48,8	88,36	1123,34	127,56	4,01	0,37	50,863	9,263	3	2	2	4,5	25 Sng. Seg.
Shortcut Design 5	47,63	193,843	48,8	88,27	1127,64	127,36	4,03	0,37	56,495	10,058	3	2	2	5	28 Sng. Seg.
Shortcut Design 6	4,16	141,795	47,8	86,95	1125	125,19	3,94	0,37	38,928	7,182	2	2	2	5,5	30 Sng. Seg.
Shortcut Design 7	13,4	154,361	47,8	86,88	1127,92	125,05	3,96	0,37	42,671	7,707	2	2	2	6	33 Sng. Seg.
Shortcut Design 8	22,65	166,928	47,8	86,82	1130,51	124,93	3,98	0,37	46,423	8,232	2	2	2	6,5	36 Sng. Seg.
Shortcut Design 9	31,88	179,495	47,8	86,77	1131,83	124,83	4	0,37	50,174	8,757	2	2	2	7	39 Sng. Seg.
Shortcut Design 10	41,11	192,061	47,8	86,73	1133,58	124,74	4,05	0,37	53,136	9,282	2	2	2	7,5	42 Sng. Seg.
Shortcut Design 11	50,36	204,627	47,8	86,67	1130,98	124,66	3,99	0,37	54,392	9,806	2	2	2	8	44 Sng. Seg.
Shortcut Design 12	59,61	217,193	47,8	86,62	1130,14	124,59	3,94	0,37	55,726	10,329	2	2	2	8,5	46 Sng. Seg.
Shortcut Design 13	68,86	229,76	47,8	86,57	1128,05	124,54	3,89	0,37	57,04	10,854	2	2	2	9	48 Sng. Seg.
Shortcut Design 14	78,07	242,326	47,8	86,49	1120,66	124,48	3,79	0,37	56,074	11,377	2	2	2	9,5	49 Sng. Seg.
Shortcut Design 15	87,27	254,893	47,8	86,42	1113,67	124,43	3,7	0,37	55,22	11,9	2	2	2	10	50 Sng. Seg.

Obrázek 4.33: Možnosti intenzifikace úpravou segmentových přepážek 1/2.

Baffle cut = 20 %	Overd. [%]	Tot. Area [m <sup>2</sup> ]	EMTD [°C]	U [W/m <sup>2</sup> -K]	Shell h [W/m <sup>2</sup> -K]	Tube h [W/m <sup>2</sup> -K]	S. vel [m/s]	T. vel [m/s]	Shell DP [kPa]	Tube DP [kPa]	Shell in series	Shell in parallel	Tube len [m]	Cross passes	Baffle type
Shortcut Design 1	22,37	157,927	49,3	89,72	1095,39	130,13	3,99	0,37	42,621	9,227	4	2	3		16 Sng. Seg.
Shortcut Design 2	4,53	137,294	48,9	88,57	1104,38	128,12	4,05	0,37	37,17	7,673	3	2	3,5		19 Sng. Seg.
Shortcut Design 3	18,92	156,145	48,9	88,42	1110,21	127,8	4,08	0,37	42,396	8,467	3	2	4		22 Sng. Seg.
Shortcut Design 4	33,29	174,994	48,9	88,29	1112,23	127,56	4,11	0,37	47,605	9,262	3	2	4,5		25 Sng. Seg.
Shortcut Design 5	47,68	193,843	48,9	88,2	1115,97	127,36	4,14	0,37	52,843	10,056	3	2	5		28 Sng. Seg.
Shortcut Design 6	4,21	141,795	47,8	86,88	1113,79	125,19	4,04	0,37	36,334	7,181	2	2	5,5		30 Sng. Seg.
Shortcut Design 7	13,46	154,361	47,8	86,81	1116,45	125,05	4,07	0,37	39,814	7,706	2	2	6		33 Sng. Seg.
Shortcut Design 8	22,7	166,928	47,8	86,75	1118,84	124,93	4,09	0,37	43,303	8,23	2	2	6,5		36 Sng. Seg.
Shortcut Design 9	31,94	179,495	47,8	86,7	1119,95	124,83	4,11	0,37	46,792	8,755	2	2	7		39 Sng. Seg.
Shortcut Design 10	41,19	192,061	47,8	86,66	1122,01	124,74	4,12	0,37	50,285	9,28	2	2	7,5		42 Sng. Seg.
Shortcut Design 11	50,46	204,627	47,8	86,63	1125,48	124,66	4,14	0,37	53,78	9,805	2	2	8		45 Sng. Seg.
Shortcut Design 12	59,7	217,193	47,8	86,58	1122,99	124,6	4,08	0,37	54,87	10,329	2	2	8,5		47 Sng. Seg.
Shortcut Design 13	68,95	229,76	47,8	86,54	1122,22	124,54	4,06	0,37	55,234	10,853	2	2	9		49 Sng. Seg.
Shortcut Design 14	78,2	242,326	47,9	86,49	1120,33	124,48	4,01	0,37	56,379	11,377	2	2	9,5		51 Sng. Seg.
Shortcut Design 15	87,41	254,893	47,9	86,42	1113,64	124,43	3,91	0,37	55,324	11,9	2	2	10		52 Sng. Seg.
<b>Baffle cut = 30 %</b>															
Shortcut Design 1	22,05	157,927	49,4	89,31	1038,32	130,13	4,62	0,37	38,129	9,22	4	2	3		16 Sng. Seg.
Shortcut Design 2	4,27	137,294	49	88,18	1046,09	128,12	4,68	0,37	33,112	7,666	3	2	3,5		19 Sng. Seg.
Shortcut Design 3	18,61	156,145	49	88,02	1049,9	127,81	4,73	0,37	37,646	8,46	3	2	4		22 Sng. Seg.
Shortcut Design 4	32,92	174,994	49	87,88	1049,53	127,56	4,77	0,37	42,172	9,254	3	2	4,5		25 Sng. Seg.
Shortcut Design 5	47,28	193,843	49	87,79	1054,05	127,37	4,8	0,37	46,718	10,047	3	2	5		28 Sng. Seg.
Shortcut Design 6	3,97	141,795	47,9	86,49	1053,13	125,19	4,68	0,37	32,057	7,175	2	2	5,5		30 Sng. Seg.
Shortcut Design 7	13,19	154,361	47,9	86,42	1054,9	125,05	4,71	0,37	35,077	7,699	2	2	6		33 Sng. Seg.
Shortcut Design 8	22,4	166,928	47,9	86,35	1056,14	124,93	4,74	0,37	38,103	8,223	2	2	6,5		36 Sng. Seg.
Shortcut Design 9	31,6	179,495	47,9	86,29	1055,95	124,83	4,76	0,37	41,131	8,747	2	2	7		39 Sng. Seg.
Shortcut Design 10	40,84	192,061	47,9	86,26	1059,22	124,74	4,78	0,37	44,162	9,271	2	2	7,5		42 Sng. Seg.
Shortcut Design 11	50,08	204,627	47,9	86,24	1062,16	124,66	4,8	0,37	47,195	9,796	2	2	8		45 Sng. Seg.
Shortcut Design 12	59,3	217,193	47,9	86,18	1060,46	124,59	4,73	0,37	48,093	10,32	2	2	8,5		47 Sng. Seg.
Shortcut Design 13	68,55	229,76	47,9	86,17	1063,23	124,53	4,74	0,37	51,12	10,844	2	2	9		50 Sng. Seg.
Shortcut Design 14	77,8	242,326	47,9	86,15	1065,81	124,48	4,76	0,37	54,149	11,369	2	2	9,5		53 Sng. Seg.
Shortcut Design 15	87,03	254,893	47,9	86,12	1065,41	124,43	4,7	0,37	55,086	11,891	2	2	10		55 Sng. Seg.

Obrázek 4.34: Možnosti intenzifikace úpravou segmentových přepážek 2/2.

Příloha 11

Sklon = 5°		Overd.	Tot. Area	EMTD	U	Shell h	Tube h	S. vel	T. vel	Shell DP	Tube DP	Shell in	Shell in	Tube length	Cross	Baffle
		[%]	[m <sup>2</sup> ]	[°C]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[m/s]	[m/s]	[kPa]	[kPa]	series	parallel	[m]	passes	type
Shortcut Design 1		22,26	157,927	49,3	89,53	1068,06	130,13	4,36	0,37	39,866	9,224	4	2	2	3	16 Sng. Helix
Shortcut Design 2		4,45	137,294	49	88,4	1077,17	128,12	4,43	0,37	34,694	7,67	3	3	2	3,5	19 Sng. Helix
Shortcut Design 3		18,82	156,145	49	88,24	1081,82	127,8	4,47	0,37	39,501	8,464	3	2	2	4	22 Sng. Helix
Shortcut Design 4		33,17	174,994	49	88,11	1083,58	127,56	4,5	0,37	44,296	9,258	3	2	2	4,5	25 Sng. Helix
Shortcut Design 5		47,56	193,843	49	88,02	1087,57	127,36	4,53	0,37	49,114	10,052	3	2	2	5	28 Sng. Helix
Shortcut Design 6		4,15	141,795	47,9	86,7	1085,22	125,19	4,42	0,37	33,729	7,178	2	2	2	5,5	30 Sng. Helix
Shortcut Design 7		13,38	154,361	47,9	86,63	1087,47	125,05	4,45	0,37	36,932	7,703	2	2	2	6	33 Sng. Helix
Shortcut Design 8		22,61	166,928	47,9	86,57	1089,37	124,93	4,48	0,37	40,14	8,227	2	2	2	6,5	36 Sng. Helix
Shortcut Design 9		31,85	179,495	47,9	86,52	1090,6	124,83	4,5	0,37	43,349	8,751	2	2	2	7	39 Sng. Helix
Shortcut Design 10		41,09	192,061	47,9	86,48	1092,53	124,74	4,51	0,37	46,561	9,276	2	2	2	7,5	42 Sng. Helix
Shortcut Design 11		50,35	204,627	47,9	86,45	1095,56	124,66	4,53	0,37	49,775	9,801	2	2	2	8	45 Sng. Helix
Shortcut Design 12		59,58	217,193	47,9	86,4	1093,46	124,6	4,46	0,37	50,751	10,325	2	2	2	8,5	47 Sng. Helix
Shortcut Design 13		68,84	229,76	47,9	86,38	1096,3	124,54	4,48	0,37	53,958	10,85	2	2	2	9	50 Sng. Helix
Shortcut Design 14		78,09	242,326	47,9	86,34	1095,7	124,48	4,43	0,37	54,981	11,373	2	2	2	9,5	52 Sng. Helix
Shortcut Design 15		87,32	254,893	47,9	86,3	1093,67	124,43	4,37	0,37	55,982	11,897	2	2	2	10	54 Sng. Helix
Sklon = 15°																
Shortcut Design 1		22,26	157,927	49,3	89,53	1068,06	130,13	4,36	0,37	39,866	9,224	4	2	2	3	16 Sng. Helix
Shortcut Design 2		4,45	137,294	49	88,4	1077,17	128,12	4,43	0,37	34,694	7,67	3	3	2	3,5	19 Sng. Helix
Shortcut Design 3		18,82	156,145	49	88,24	1081,82	127,8	4,47	0,37	39,501	8,464	3	2	2	4	22 Sng. Helix
Shortcut Design 4		33,17	174,994	49	88,11	1083,58	127,56	4,5	0,37	44,296	9,258	3	2	2	4,5	25 Sng. Helix
Shortcut Design 5		47,56	193,843	49	88,02	1087,57	127,36	4,53	0,37	49,114	10,052	3	2	2	5	28 Sng. Helix
Shortcut Design 6		4,15	141,795	47,9	86,7	1085,22	125,19	4,42	0,37	33,729	7,178	2	2	2	5,5	30 Sng. Helix
Shortcut Design 7		13,38	154,361	47,9	86,63	1087,47	125,05	4,45	0,37	36,932	7,703	2	2	2	6	33 Sng. Helix
Shortcut Design 8		22,61	166,928	47,9	86,57	1089,37	124,93	4,48	0,37	40,14	8,227	2	2	2	6,5	36 Sng. Helix
Shortcut Design 9		31,85	179,495	47,9	86,52	1090,6	124,83	4,5	0,37	43,349	8,751	2	2	2	7	39 Sng. Helix
Shortcut Design 10		41,09	192,061	47,9	86,48	1092,53	124,74	4,51	0,37	46,561	9,276	2	2	2	7,5	42 Sng. Helix
Shortcut Design 11		50,35	204,627	47,9	86,45	1095,56	124,66	4,53	0,37	49,775	9,801	2	2	2	8	45 Sng. Helix
Shortcut Design 12		59,58	217,193	47,9	86,4	1093,46	124,6	4,46	0,37	50,751	10,325	2	2	2	8,5	47 Sng. Helix
Shortcut Design 13		68,84	229,76	47,9	86,38	1096,3	124,54	4,48	0,37	53,958	10,85	2	2	2	9	50 Sng. Helix
Shortcut Design 14		78,09	242,326	47,9	86,34	1095,7	124,48	4,43	0,37	54,981	11,373	2	2	2	9,5	52 Sng. Helix
Shortcut Design 15		87,32	254,893	47,9	86,3	1093,67	124,43	4,37	0,37	55,982	11,897	2	2	2	10	54 Sng. Helix

Obrázek 4.35: Možnosti intenzifikace šroubovicovými přepážkami 1/2.

Sklon = 20°	Overd.	Tot. Area [m <sup>2</sup> ]	EMTD [°C]	U [W/m <sup>2</sup> -K]	Shell h [W/m <sup>2</sup> -K]	Tube h [W/m <sup>2</sup> -K]	S. vel [m/s]	T. vel [m/s]	Shell DP [kPa]	Tube DP [kPa]	Shell in series	Shell in parallel	Tube length [m]	Cross passes	Baffle type
Shortcut Design 1	22,26	157,927	49,3	89,53	1068,06	130,13	4,36	0,37	39,866	9,224	4	2	2	3	16 Sng. Helix
Shortcut Design 2	4,45	137,294	49	88,4	1077,17	128,12	4,43	0,37	34,694	7,67	3	2	2	3,5	19 Sng. Helix
Shortcut Design 3	18,82	156,145	49	88,24	1081,82	127,8	4,47	0,37	39,501	8,464	3	2	2	4	22 Sng. Helix
Shortcut Design 4	33,17	174,994	49	88,11	1083,58	127,56	4,5	0,37	44,296	9,258	3	2	2	4,5	25 Sng. Helix
Shortcut Design 5	47,56	193,843	49	88,02	1087,57	127,36	4,53	0,37	49,114	10,052	3	2	2	5	28 Sng. Helix
Shortcut Design 6	4,15	141,795	47,9	86,7	1085,22	125,19	4,42	0,37	33,729	7,178	2	2	2	5,5	30 Sng. Helix
Shortcut Design 7	13,38	154,361	47,9	86,63	1087,47	125,05	4,45	0,37	36,932	7,703	2	2	2	6	33 Sng. Helix
Shortcut Design 8	22,61	166,928	47,9	86,57	1089,37	124,93	4,48	0,37	40,14	8,227	2	2	2	6,5	36 Sng. Helix
Shortcut Design 9	31,85	179,495	47,9	86,52	1090,6	124,83	4,5	0,37	43,349	8,751	2	2	2	7	39 Sng. Helix
Shortcut Design 10	41,09	192,061	47,9	86,48	1092,53	124,74	4,51	0,37	46,561	9,276	2	2	2	7,5	42 Sng. Helix
Shortcut Design 11	50,35	204,627	47,9	86,45	1095,56	124,66	4,53	0,37	49,775	9,801	2	2	2	8	45 Sng. Helix
Shortcut Design 12	59,58	217,193	47,9	86,4	1093,46	124,6	4,46	0,37	50,751	10,325	2	2	2	8,5	47 Sng. Helix
Shortcut Design 13	68,84	229,76	47,9	86,38	1096,3	124,54	4,48	0,37	53,958	10,85	2	2	2	9	50 Sng. Helix
Shortcut Design 14	78,09	242,326	47,9	86,34	1095,7	124,48	4,43	0,37	54,981	11,373	2	2	2	9,5	52 Sng. Helix
Shortcut Design 15	87,32	254,893	47,9	86,3	1093,67	124,43	4,37	0,37	55,982	11,897	2	2	2	10	54 Sng. Helix
<b>Sklon = 30°</b>															
Shortcut Design 1	22,26	157,927	49,3	89,53	1068,06	130,13	4,36	0,37	39,866	9,224	4	2	2	3	16 Sng. Helix
Shortcut Design 2	4,45	137,294	49	88,4	1077,17	128,12	4,43	0,37	34,694	7,67	3	2	2	3,5	19 Sng. Helix
Shortcut Design 3	18,82	156,145	49	88,24	1081,82	127,8	4,47	0,37	39,501	8,464	3	2	2	4	22 Sng. Helix
Shortcut Design 4	33,17	174,994	49	88,11	1083,58	127,56	4,5	0,37	44,296	9,258	3	2	2	4,5	25 Sng. Helix
Shortcut Design 5	47,56	193,843	49	88,02	1087,57	127,36	4,53	0,37	49,114	10,052	3	2	2	5	28 Sng. Helix
Shortcut Design 6	4,15	141,795	47,9	86,7	1085,22	125,19	4,42	0,37	33,729	7,178	2	2	2	5,5	30 Sng. Helix
Shortcut Design 7	13,38	154,361	47,9	86,63	1087,47	125,05	4,45	0,37	36,932	7,703	2	2	2	6	33 Sng. Helix
Shortcut Design 8	22,61	166,928	47,9	86,57	1089,37	124,93	4,48	0,37	40,14	8,227	2	2	2	6,5	36 Sng. Helix
Shortcut Design 9	31,85	179,495	47,9	86,52	1090,6	124,83	4,5	0,37	43,349	8,751	2	2	2	7	39 Sng. Helix
Shortcut Design 10	41,09	192,061	47,9	86,48	1092,53	124,74	4,51	0,37	46,561	9,276	2	2	2	7,5	42 Sng. Helix
Shortcut Design 11	50,35	204,627	47,9	86,45	1095,56	124,66	4,46	0,37	49,775	9,801	2	2	2	8	45 Sng. Helix
Shortcut Design 12	59,58	217,193	47,9	86,4	1093,46	124,6	4,48	0,37	50,751	10,325	2	2	2	8,5	47 Sng. Helix
Shortcut Design 13	68,84	229,76	47,9	86,38	1096,3	124,54	4,48	0,37	53,958	10,85	2	2	2	9	50 Sng. Helix
Shortcut Design 14	78,09	242,326	47,9	86,34	1095,7	124,48	4,43	0,37	54,981	11,373	2	2	2	9,5	52 Sng. Helix
Shortcut Design 15	87,32	254,893	47,9	86,3	1093,67	124,43	4,37	0,37	55,982	11,897	2	2	2	10	54 Sng. Helix

Obrázek 4.36: Možnosti intenzifikace šroubovicovými přepážkami 2/2.



Příloha 12

Tloušťka = 0,8 mm		Overd.	Tot. Area	EMTD	U	Shell h	Tube h	S. vel	T. vel	Shell DP	Tube DP	Shell in series	Shell in parallel	Tube length	Cross passes	Baffle type
Délka/šířka = 15		[%]	[m2]	[°C]	[W/m2-K]	[W/m2-K]	[W/m2-K]	[m/s]	[m/s]	[kPa]	[kPa]			[m]		
Xist Rating 1		-67,5	39,482	41,8	112,46	244,85	299,01	2,68	0,37	12,036	11,288	1	2	3	3	11 Sng. Seg.
Xist Rating 2		-61,93	45,765	41,8	113,27	248,3	299,51	2,68	0,37	13,552	12,928	1	2	3,5	3,5	13 Sng. Seg.
Xist Rating 3		-57,34	52,048	41,8	111,42	239,62	299,45	2,69	0,37	14,297	14,508	1	2	4	4	14 Sng. Seg.
Xist Rating 4		-51,81	58,331	41,7	112,22	243,43	299,34	2,69	0,37	15,803	16,168	1	2	4,5	4,5	16 Sng. Seg.
Xist Rating 5		-46,28	64,614	41,7	112,82	246,35	299,27	2,69	0,37	17,311	17,817	1	2	5	5	18 Sng. Seg.
Xist Rating 6		-40,7	70,898	41,8	113,28	248,57	299,27	2,69	0,37	18,825	19,458	1	2	5,5	5,5	20 Sng. Seg.
Xist Rating 7		-36,25	77,181	41,7	111,96	242,35	299,21	2,68	0,37	19,58	21,039	1	2	6	6	21 Sng. Seg.
Xist Rating 8		-30,64	83,464	41,7	112,54	244,88	299,44	2,68	0,37	21,087	22,689	1	2	6,5	6,5	23 Sng. Seg.
Xist Rating 9		-25,1	89,747	41,7	112,97	246,96	299,39	2,68	0,37	22,595	24,339	1	2	7	7	25 Sng. Seg.
Xist Rating 10		-19,57	96,03	41,7	113,31	248,65	299,34	2,68	0,37	24,107	25,997	1	2	7,5	7,5	27 Sng. Seg.
Xist Rating 11		-14,07	102,313	41,7	113,59	250,02	299,29	2,69	0,37	25,625	27,642	1	2	8	8	29 Sng. Seg.
Xist Rating 12		-9,52	108,597	41,7	112,66	245,6	299,28	2,69	0,37	26,377	29,21	1	2	8,5	8,5	30 Sng. Seg.
Xist Rating 13		-3,97	114,88	41,7	113	247,26	299,24	2,69	0,37	27,886	30,86	1	2	9	9	32 Sng. Seg.
Xist Rating 14		1,62	121,163	41,7	113,32	248,65	299,39	2,69	0,37	29,397	32,507	1	2	9,5	9,5	34 Sng. Seg.
Xist Rating 15		7,14	127,446	41,7	113,56	249,82	299,36	2,69	0,37	30,913	34,168	1	2	10	10	36 Sng. Seg.
Tloušťka = 0,8 mm																
Délka/šířka = 10																
Xist Rating 1		-64,06	39,482	41,7	124,47	244,88	376,15	2,68	0,37	12,047	12,518	1	2	3	3	11 Sng. Seg.
Xist Rating 2		-57,92	45,765	41,8	125,33	248,29	376,05	2,69	0,37	13,566	14,365	1	2	3,5	3,5	13 Sng. Seg.
Xist Rating 3		-53,03	52,048	41,6	123,1	239,79	375,88	2,69	0,37	14,311	16,156	1	2	4	4	14 Sng. Seg.
Xist Rating 4		-46,86	58,331	41,6	124,07	243,53	375,81	2,69	0,37	15,819	18,035	1	2	4,5	4,5	16 Sng. Seg.
Xist Rating 5		-40,64	64,614	41,7	124,84	246,38	376,07	2,69	0,37	17,331	19,884	1	2	5	5	18 Sng. Seg.
Xist Rating 6		-34,53	70,898	41,6	125,39	248,58	375,97	2,7	0,37	18,847	21,738	1	2	5,5	5,5	20 Sng. Seg.
Xist Rating 7		-29,65	77,181	41,6	123,82	242,49	375,94	2,69	0,37	19,602	23,49	1	2	6	6	21 Sng. Seg.
Xist Rating 8		-23,5	83,464	41,6	124,45	244,97	375,87	2,69	0,37	21,111	25,351	1	2	6,5	6,5	23 Sng. Seg.
Xist Rating 9		-17,33	89,747	41,6	124,99	247,01	376	2,69	0,37	22,623	27,22	1	2	7	7	25 Sng. Seg.
Xist Rating 10		-11,21	96,03	41,6	125,41	248,67	375,93	2,69	0,37	24,138	29,076	1	2	7,5	7,5	27 Sng. Seg.
Xist Rating 11		-5,11	102,313	41,6	125,74	250,02	375,88	2,69	0,37	25,658	30,929	1	2	8	8	29 Sng. Seg.
Xist Rating 12		-0,16	108,597	41,6	124,64	245,69	375,86	2,7	0,37	26,41	32,68	1	2	8,5	8,5	30 Sng. Seg.
Xist Rating 13		6	114,88	41,6	125,04	247,31	375,81	2,7	0,37	27,921	34,548	1	2	9	9	32 Sng. Seg.
Xist Rating 14		12,16	121,163	41,6	125,41	248,68	375,92	2,7	0,37	29,436	36,414	1	2	9,5	9,5	34 Sng. Seg.
Xist Rating 15		18,28	127,446	41,6	125,69	249,83	375,88	2,7	0,37	30,954	38,272	1	2	10	10	36 Sng. Seg.

Obrázek 4.37: Možnosti intenzifikace zkrouceným páskem 1/2.

Tloušťka = 0,8 mm		Overd.	Tot. Area	EMTD	U	Shell h	Tube h	S. vel	T. vel	Shell DP	Tube DP	Shell in series	Shell in parallel	Tube length	Cross	Baffle
Délka/šířka = 20		[%]	[m <sup>2</sup> ]	[°C]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[m/s]	[m/s]	[kPa]	[kPa]			[m]	passes	type
Xist Rating 1		-69,73	39,482	42,1	104,06	244,78	255,27	2,67	0,37	12,029	10,686	1	2	2	3	11 Sng. Seg.
Xist Rating 2		-64,74	45,765	41,9	104,65	248,29	255,06	2,68	0,37	13,543	12,251	1	2	2	3,5	13 Sng. Seg.
Xist Rating 3		-60,5	52,048	41,8	103,04	239,49	255	2,68	0,37	14,287	13,729	1	2	2	4	14 Sng. Seg.
Xist Rating 4		-55,37	58,331	41,8	103,75	243,36	255	2,68	0,37	15,791	15,298	1	2	2	4,5	16 Sng. Seg.
Xist Rating 5		-50,19	64,614	41,8	104,36	246,3	255,38	2,68	0,37	17,298	16,856	1	2	2	5	18 Sng. Seg.
Xist Rating 6		-45,1	70,898	41,8	104,75	248,55	255,32	2,68	0,37	18,81	18,405	1	2	2	5,5	20 Sng. Seg.
Xist Rating 7		-40,86	77,181	41,8	103,61	242,23	255,31	2,68	0,37	19,565	19,866	1	2	2	6	21 Sng. Seg.
Xist Rating 8		-35,72	83,464	41,8	104,07	244,8	255,27	2,68	0,37	21,069	21,438	1	2	2	6,5	23 Sng. Seg.
Xist Rating 9		-30,6	89,747	41,8	104,44	246,91	255,23	2,68	0,37	22,576	22,992	1	2	2	7	25 Sng. Seg.
Xist Rating 10		-25,48	96,03	41,8	104,74	248,63	255,21	2,68	0,37	24,086	24,539	1	2	2	7,5	27 Sng. Seg.
Xist Rating 11		-20,4	102,313	41,8	104,98	250,01	255,18	2,68	0,37	25,603	26,085	1	2	2	8	29 Sng. Seg.
Xist Rating 12		-16,15	108,597	41,8	104,18	245,52	255,18	2,68	0,37	26,353	27,571	1	2	2	8,5	30 Sng. Seg.
Xist Rating 13		-10,95	114,88	41,8	104,52	247,19	255,38	2,68	0,37	27,861	29,121	1	2	2	9	32 Sng. Seg.
Xist Rating 14		-5,82	121,163	41,8	104,76	248,61	255,34	2,69	0,37	29,371	30,67	1	2	2	9,5	34 Sng. Seg.
Xist Rating 15		-0,71	127,446	41,8	104,97	249,79	255,31	2,69	0,37	30,885	32,231	1	2	2	10	36 Sng. Seg.
Tloušťka = 0,6 mm																
Délka/šířka = 15																
Xist Rating 1		-67,48	39,482	41,8	112,39	244,85	298,61	2,68	0,37	12,036	10,921	1	2	2	3	11 Sng. Seg.
Xist Rating 2		-61,96	45,765	41,8	113,19	248,31	299,03	2,68	0,37	13,552	12,503	1	2	2	3,5	13 Sng. Seg.
Xist Rating 3		-57,38	52,048	41,8	111,34	239,62	298,97	2,69	0,37	14,297	14,025	1	2	2	4	14 Sng. Seg.
Xist Rating 4		-51,85	58,331	41,7	112,13	243,44	298,86	2,69	0,37	15,803	15,624	1	2	2	4,5	16 Sng. Seg.
Xist Rating 5		-46,33	64,614	41,7	112,74	246,35	298,79	2,69	0,37	17,311	17,212	1	2	2	5	18 Sng. Seg.
Xist Rating 6		-40,77	70,898	41,7	113,2	248,58	298,79	2,69	0,37	18,826	18,792	1	2	2	5,5	20 Sng. Seg.
Xist Rating 7		-36,31	77,181	41,7	111,88	242,36	298,74	2,68	0,37	19,58	20,316	1	2	2	6	21 Sng. Seg.
Xist Rating 8		-30,71	83,464	41,7	112,46	244,88	298,96	2,68	0,37	21,086	21,905	1	2	2	6,5	23 Sng. Seg.
Xist Rating 9		-25,16	89,747	41,7	112,89	246,96	298,91	2,68	0,37	22,595	23,493	1	2	2	7	25 Sng. Seg.
Xist Rating 10		-19,64	96,03	41,7	113,23	248,66	298,86	2,68	0,37	24,107	25,08	1	2	2	7,5	27 Sng. Seg.
Xist Rating 11		-14,14	102,313	41,7	113,5	250,02	298,81	2,69	0,37	25,625	26,675	1	2	2	8	29 Sng. Seg.
Xist Rating 12		-9,61	108,597	41,7	112,58	245,61	298,8	2,69	0,37	26,376	28,185	1	2	2	8,5	30 Sng. Seg.
Xist Rating 13		-4,01	114,88	41,7	112,95	247,26	298,95	2,69	0,37	27,885	29,774	1	2	2	9	32 Sng. Seg.
Xist Rating 14		1,53	121,163	41,7	113,24	248,65	298,91	2,69	0,37	29,397	31,361	1	2	2	9,5	34 Sng. Seg.
Xist Rating 15		7,05	127,446	41,7	113,47	249,82	298,87	2,69	0,37	30,913	32,961	1	2	2	10	36 Sng. Seg.

Obrázek 4.38: Možnosti intenzifikace zkrouceným páskem 2/2.

Příloha 13

Segmentové př. Baffle cut = 5 %	Overd. [%]	Tot. Area [m2]	EMTD [°C]	U [W/m2-K]	Shell h [W/m2-K]	Tube h [W/m2-K]	S. vel [m/s]	T. vel [m/s]	Shell DP [kPa]	Tube DP [kPa]	Shell in series	Shell in parallel	Tube length [m]	Cross passes	Baffle type
Xist Rating 1	-71,79	39,482	41	99,5	118,46	1331,89	0,031	14,42	7,292	81,678	1	2	2	3	11 Sng. Seg.
Xist Rating 2	-66,88	45,765	40,9	100,72	120,09	1341,4	0,031	14,42	7,938	86,911	1	2	2	3,5	13 Sng. Seg.
Xist Rating 3	-61,85	52,048	41	101,69	121,26	1363,43	0,031	14,44	8,588	94,849	1	2	2	4	15 Sng. Seg.
Xist Rating 4	-58,85	58,331	41	97,56	115,32	1375,55	0,031	14,43	8,541	100,624	1	2	2	4,5	15 Sng. Seg.
Xist Rating 5	-53,85	64,614	41	98,74	116,9	1383,08	0,031	14,45	9,18	107,546	1	2	2	5	17 Sng. Seg.
Xist Rating 6	-48,82	70,898	41	99,68	118,23	1382,7	0,031	14,46	9,82	113,852	1	2	2	5,5	19 Sng. Seg.
Xist Rating 7	-43,79	77,181	40,9	100,54	119,33	1395,5	0,031	14,47	10,461	118,581	1	2	2	6	21 Sng. Seg.
Xist Rating 8	-38,73	83,464	40,9	101,26	120,25	1405,63	0,031	14,48	11,103	124,473	1	2	2	6,5	23 Sng. Seg.
Xist Rating 9	-33,84	89,747	40,9	101,79	121,05	1398,89	0,031	14,49	11,745	129,889	1	2	2	7	25 Sng. Seg.
Xist Rating 10	-28,67	96,03	41	102,2	121,69	1393,79	0,031	14,5	12,389	136,824	1	2	2	7,5	27 Sng. Seg.
Xist Rating 11	-23,71	102,313	41	102,58	122,23	1393,95	0,031	14,51	13,035	142,774	1	2	2	8	29 Sng. Seg.
Xist Rating 12	-18,7	108,597	41	102,96	122,67	1403,53	0,031	14,51	13,684	144,96	1	2	2	8,5	31 Sng. Seg.
Xist Rating 13	-15,74	114,88	41	100,86	119,59	1416,72	0,031	14,52	13,641	153,336	1	2	2	9	31 Sng. Seg.
Xist Rating 14	-10,58	121,163	41	101,37	120,2	1428,29	0,031	14,53	14,28	156,048	1	2	2	9,5	33 Sng. Seg.
Xist Rating 15	-5,52	127,446	41	101,82	120,75	1438,13	0,031	14,53	14,921	160,154	1	2	2	10	35 Sng. Seg.
Segmentové př. Baffle cut = 15 %															
Xist Rating 1	-62,53	39,482	41,3	131,31	163,41	1513,3	0,031	14,3	3,933	81,131	1	2	2	3	11 Sng. Seg.
Xist Rating 2	-56,14	45,765	41,2	132,6	165,24	1525,63	0,031	14,32	3,956	87,443	1	2	2	3,5	13 Sng. Seg.
Xist Rating 3	-49,67	52,048	41,1	133,58	166,55	1539,69	0,031	14,33	3,979	92,026	1	2	2	4	15 Sng. Seg.
Xist Rating 4	-45,19	58,331	41,3	129,21	159,67	1549,55	0,031	14,33	3,976	98,897	1	2	2	4,5	15 Sng. Seg.
Xist Rating 5	-38,78	64,614	41,2	130,22	161,52	1528,25	0,031	14,34	3,998	103,887	1	2	2	5	17 Sng. Seg.
Xist Rating 6	-32,28	70,898	41,2	131,24	163,02	1533,22	0,031	14,35	4,02	111,626	1	2	2	5,5	19 Sng. Seg.
Xist Rating 7	-25,74	77,181	41,2	132,15	164,28	1543,03	0,031	14,36	4,043	116,242	1	2	2	6	21 Sng. Seg.
Xist Rating 8	-19,19	83,464	41,1	133,49	165,35	1549,24	0,031	14,37	4,065	119,894	1	2	2	6,5	23 Sng. Seg.
Xist Rating 9	-12,69	89,747	41,1	133,99	166,26	1550,13	0,031	14,38	4,088	128,54	1	2	2	7	25 Sng. Seg.
Xist Rating 10	-6,23	96,03	41,1	133,93	167,02	1545,04	0,031	14,39	4,111	134,545	1	2	2	7,5	27 Sng. Seg.
Xist Rating 11	0,28	102,313	41,2	134,26	167,65	1536,78	0,031	14,4	4,133	138,559	1	2	2	8	29 Sng. Seg.
Xist Rating 12	6,76	108,597	41,1	134,63	168,15	1541,84	0,031	14,41	4,156	144,197	1	2	2	8,5	31 Sng. Seg.
Xist Rating 13	11,21	114,88	41,2	132,41	164,56	1551,18	0,031	14,41	4,153	148,705	1	2	2	9	31 Sng. Seg.
Xist Rating 14	17,79	121,163	41,2	132,95	165,28	1559,37	0,031	14,41	4,176	152,456	1	2	2	9,5	33 Sng. Seg.
Xist Rating 15	24,29	127,446	41,2	133,35	165,92	1558,35	0,031	14,42	4,198	156,214	1	2	2	10	35 Sng. Seg.

Obrázek 4.39: Možnosti intenzifikace při záměně proudů 1/4.

Segmentové př.		Overd.	Tot. Area	EMTD	U	Shell h	Tube h	S. vel	T. vel	Shell DP	Tube DP	Shell in series	Shell in parallel	Tube length	Cross passes	Baffle type
Baffle cut = 30 %		[%]	[m2]	[°C]	[W/m2-K]	[W/m2-K]	[W/m2-K]	[m/s]	[m/s]	[kPa]	[kPa]			[m]		
Xist Rating 1		-63,6	39,482	41,4	127,24	157,58	1483,35	0,037	14,29	3,905	82,81	1	2	2	3	11 Sng. Seg.
Xist Rating 2		-57,48	45,765	41,3	128,09	158,7	1495,79	0,037	14,3	3,923	89,782	1	2	2	3,5	13 Sng. Seg.
Xist Rating 3		-51,33	52,048	41,3	128,74	159,48	1510,92	0,037	14,31	3,941	95,951	1	2	2	4	15 Sng. Seg.
Xist Rating 4		-46,38	58,331	41,5	125,7	154,7	1522,02	0,037	14,31	3,935	102,431	1	2	2	4,5	15 Sng. Seg.
Xist Rating 5		-40,29	64,614	41,4	126,39	155,97	1504,94	0,037	14,32	3,952	108,798	1	2	2	5	17 Sng. Seg.
Xist Rating 6		-34,17	70,898	41,3	127,1	157,01	1508,29	0,037	14,33	3,969	114,603	1	2	2	5,5	19 Sng. Seg.
Xist Rating 7		-27,97	77,181	41,3	127,73	157,85	1517,95	0,037	14,35	3,986	120,159	1	2	2	6	21 Sng. Seg.
Xist Rating 8		-21,77	83,464	41,3	128,25	158,54	1525,73	0,037	14,36	4,003	127,017	1	2	2	6,5	23 Sng. Seg.
Xist Rating 9		-15,62	89,747	41,3	128,63	159,12	1525,11	0,037	14,37	4,021	133,425	1	2	2	7	25 Sng. Seg.
Xist Rating 10		-9,5	96,03	41,2	128,9	159,61	1519,68	0,037	14,38	4,038	139,358	1	2	2	7,5	27 Sng. Seg.
Xist Rating 11		-3,32	102,313	41,3	129,1	160,01	1513,04	0,037	14,39	4,056	145,368	1	2	2	8	29 Sng. Seg.
Xist Rating 12		2,84	108,597	41,3	129,36	160,32	1518,76	0,037	14,4	4,073	148,553	1	2	2	8,5	31 Sng. Seg.
Xist Rating 13		7,69	114,88	41,3	127,82	157,83	1529,21	0,037	14,4	4,068	155,915	1	2	2	9	31 Sng. Seg.
Xist Rating 14		13,92	121,163	41,3	128,2	158,3	1537,15	0,037	14,41	4,085	158,734	1	2	2	9,5	33 Sng. Seg.
Xist Rating 15		20,12	127,446	41,3	128,52	158,76	1538,92	0,037	14,41	4,102	163,378	1	2	2	10	35 Sng. Seg.
Šroubovicové př.																
Sklon = 5°																
Xist Rating 1		-34,04	39,482	41,6	229,06	326,34	1979,83	0,086	14,21	3,415	30,583	1	2	2	3	38 Sng. Helix
Xist Rating 2		-23,28	45,765	41,7	229,08	326,55	1975,04	0,086	14,2	3,419	26,416	1	2	2	3,5	46 Sng. Helix
Xist Rating 3		-12,58	52,048	41,7	228,97	326,73	1963,25	0,086	14,2	3,423	21,968	1	2	2	4	54 Sng. Helix
Xist Rating 4		-1,85	58,331	41,7	228,77	326,91	1946,68	0,086	14,19	3,425	18,564	1	2	2	4,5	60 Sng. Helix
Xist Rating 5		8,49	64,614	41,7	227,78	327,15	1884,07	0,086	14,19	3,429	16,381	1	2	2	5	68 Sng. Helix
Xist Rating 6		19	70,898	41,7	227,46	327,27	1863,59	0,086	14,18	3,431	13,706	1	2	2	5,5	74 Sng. Helix
Xist Rating 7		29,58	77,181	41,7	227,28	327,37	1851,52	0,086	14,18	3,435	8,638	1	2	2	6	82 Sng. Helix
Xist Rating 8		40,09	83,464	41,7	227,19	327,45	1844,81	0,086	14,18	3,438	5,119	1	2	2	6,5	88 Sng. Helix
Xist Rating 9		50,84	89,747	41,7	227,2	327,53	1843,06	0,086	14,18	3,441	0,692	1	2	2	7	96 Sng. Helix
Xist Rating 10		61,49	96,03	41,7	227,18	327,6	1840,31	0,086	14,18	3,445	0	1	2	2	7,5	104 Sng. Helix
Xist Rating 11		72,08	102,313	41,7	227,11	327,66	1835,22	0,086	14,18	3,448	0	1	2	2	8	110 Sng. Helix
Xist Rating 12		82,54	108,597	41,7	226,86	327,73	1820,4	0,086	14,18	3,451	0	1	2	2	8,5	118 Sng. Helix
Xist Rating 13		92,99	114,88	41,8	226,43	327,83	1796,12	0,086	14,18	3,454	0	1	2	2	9	124 Sng. Helix
Xist Rating 14		103,38	121,163	41,8	226,15	327,89	1780,89	0,086	14,18	3,457	0	1	2	2	9,5	132 Sng. Helix
Xist Rating 15		113,81	127,446	41,8	225,97	327,94	1770,6	0,086	14,18	3,46	0	1	2	2	10	138 Sng. Helix

Obrázek 4.40: Možnosti intenzifikace při záměně proudů 2/4.

Šroubovicové př. Sklon = 15°	Overd.	Tot. Area	EMTD	U	Shell h	Tube h	S. vel	T. vel	Shell DP	Tube DP	Shell in	Shell in	Tube length	Cross	Baffle
	[%]	[m <sup>2</sup> ]	[°C]		[W/m <sup>2</sup> -K]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[m/s]	[m/s]	[kPa]	[kPa]	series	parallel	[m]	passes	type
Xist Rating 1	-59,25	39,482	41,7	141,32	178,86	1533,53	0,086	14,22	3,465	41,144	1	2	3	38 Sng. Helix	
Xist Rating 2	-52,5	45,765	41,8	141,49	178,87	1549,15	0,086	14,22	3,478	39,191	1	2	3,5	46 Sng. Helix	
Xist Rating 3	-45,8	52,048	41,8	141,63	178,88	1562,44	0,086	14,22	3,49	35,336	1	2	4	54 Sng. Helix	
Xist Rating 4	-39,28	58,331	41,6	141,73	178,88	1571,93	0,086	14,22	3,499	34,924	1	2	4,5	60 Sng. Helix	
Xist Rating 5	-32,57	64,614	41,7	141,57	178,93	1553,08	0,086	14,22	3,512	30,426	1	2	5	68 Sng. Helix	
Xist Rating 6	-26,01	70,898	41,7	141,55	178,95	1549,87	0,086	14,21	3,521	31,546	1	2	5,5	74 Sng. Helix	
Xist Rating 7	-19,3	77,181	41,7	141,66	178,96	1559,93	0,086	14,21	3,534	27,137	1	2	6	82 Sng. Helix	
Xist Rating 8	-12,53	83,464	41,8	141,72	178,96	1566,13	0,086	14,21	3,543	25,288	1	2	6,5	88 Sng. Helix	
Xist Rating 9	-5,84	89,747	41,8	141,78	178,97	1571,13	0,086	14,2	3,556	23,816	1	2	7	96 Sng. Helix	
Xist Rating 10	0,8	96,03	41,8	141,77	179	1568,44	0,086	14,2	3,568	20,745	1	2	7,5	104 Sng. Helix	
Xist Rating 11	7,41	102,313	41,7	141,73	179,02	1562,87	0,086	14,2	3,578	20,055	1	2	8	110 Sng. Helix	
Xist Rating 12	14,06	108,597	41,8	141,73	179,02	1562,54	0,086	14,19	3,59	15,786	1	2	8,5	118 Sng. Helix	
Xist Rating 13	20,75	114,88	41,7	141,77	179,02	1567,33	0,086	14,19	3,599	12,96	1	2	9	124 Sng. Helix	
Xist Rating 14	27,46	121,163	41,7	141,84	179,02	1573,3	0,086	14,18	3,612	8,077	1	2	9,5	132 Sng. Helix	
Xist Rating 15	34,1	127,446	41,7	141,82	179,03	1571,55	0,086	14,18	3,621	5,151	1	2	10	138 Sng. Helix	
Šroubovicové př. Sklon = 10°															
Xist Rating 1	-51,13	39,482	41,7	169,6	223,14	1678,4	0,086	14,22	3,428	37,033	1	2	3	38 Sng. Helix	
Xist Rating 2	-43,02	45,765	41,7	169,83	223,19	1694,84	0,086	14,22	3,434	33,822	1	2	3,5	46 Sng. Helix	
Xist Rating 3	-35,02	52,048	41,7	169,96	223,23	1703,41	0,086	14,21	3,44	30,083	1	2	4	54 Sng. Helix	
Xist Rating 4	-27,09	58,331	41,7	170,06	223,26	1709,86	0,086	14,21	3,445	28,653	1	2	4,5	60 Sng. Helix	
Xist Rating 5	-19,27	64,614	41,7	169,65	223,37	1671,72	0,086	14,21	3,45	24,364	1	2	5	68 Sng. Helix	
Xist Rating 6	-11,36	70,898	41,7	169,6	223,42	1665,91	0,086	14,2	3,455	24,367	1	2	5,5	74 Sng. Helix	
Xist Rating 7	-3,25	77,181	41,7	169,68	223,45	1670,91	0,086	14,2	3,461	19,752	1	2	6	82 Sng. Helix	
Xist Rating 8	4,72	83,464	41,7	169,73	223,47	1673,44	0,086	14,19	3,465	17,853	1	2	6,5	88 Sng. Helix	
Xist Rating 9	12,75	89,747	41,7	169,8	223,5	1678,44	0,086	14,19	3,471	12,945	1	2	7	96 Sng. Helix	
Xist Rating 10	20,77	96,03	41,7	169,88	223,52	1683,14	0,086	14,19	3,477	12,705	1	2	7,5	104 Sng. Helix	
Xist Rating 11	28,69	102,313	41,7	169,83	223,55	1678	0,086	14,18	3,481	10,538	1	2	8	110 Sng. Helix	
Xist Rating 12	36,51	108,597	41,7	169,74	223,58	1669,49	0,086	14,18	3,487	5,332	1	2	8,5	118 Sng. Helix	
Xist Rating 13	44,39	114,88	41,7	169,64	223,6	1660,98	0,086	14,18	3,492	2,21	1	2	9	124 Sng. Helix	
Xist Rating 14	52,4	121,163	41,7	169,61	223,62	1657,96	0,086	14,18	3,498	0	1	2	9,5	132 Sng. Helix	
Xist Rating 15	60,26	127,446	41,7	169,51	223,64	1649,47	0,086	14,18	3,502	0	1	2	10	138 Sng. Helix	

Obrázek 4.41: Možnosti intenzifikace při záměně proudů 3/4.

Zkroucený pássek																
Tloušťka = 0,8 mm																
Overd.	Tot. Area	EMTD	U	Shell h	Tube h	S. vel	T. vel	Shell DP	Tube DP	Shell in	Shell in	Tube length	Cross	Baffle		
[%]	[m <sup>2</sup> ]	[°C]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[W/m <sup>2</sup> -K]	[m/s]	[m/s]	[kPa]	[kPa]	series	parallel	[m]	passes	type		
Délka/šířka = 15																
Xist Rating 1	-50,45	39,482	41,8	171,21	223,61	1789,17	0,086	14,17	3,428	0	1	2	3	38 Sng. Helix		
Xist Rating 2	-42,3	45,765	41,9	171,45	223,51	1815,07	0,086	14,17	3,434	0	1	2	3,5	46 Sng. Helix		
Xist Rating 3	-34,12	52,048	41,9	171,65	223,46	1836,02	0,086	14,17	3,44	0	1	2	4	54 Sng. Helix		
Xist Rating 4	-26,05	58,331	41,9	171,77	223,41	1850,21	0,086	14,17	3,445	0	1	2	4,5	60 Sng. Helix		
Xist Rating 5	-17,84	64,614	41,9	171,85	223,38	1859,72	0,086	14,17	3,451	0	1	2	5	68 Sng. Helix		
Xist Rating 6	-9,65	70,898	41,9	172,12	223,32	1888,02	0,086	14,17	3,455	0	1	2	5,5	74 Sng. Helix		
Xist Rating 7	-1,5	77,181	41,9	172,3	223,21	1912,33	0,086	14,17	3,461	0	1	2	6	82 Sng. Helix		
Xist Rating 8	6,7	83,464	41,8	172,54	223,13	1940,17	0,086	14,17	3,465	0	1	2	6,5	88 Sng. Helix		
Xist Rating 9	14,9	89,747	41,8	172,71	223,07	1962,11	0,086	14,17	3,471	0	1	2	7	96 Sng. Helix		
Xist Rating 10	23,14	96,03	41,8	172,92	223,02	1986,78	0,086	14,17	3,477	0	1	2	7,5	104 Sng. Helix		
Xist Rating 11	31,33	102,313	41,8	173,06	222,96	2006,23	0,086	14,17	3,482	0	1	2	8	110 Sng. Helix		
Xist Rating 12	39,52	108,597	41,8	173,17	222,92	2019,59	0,086	14,18	3,488	0	1	2	8,5	118 Sng. Helix		
Xist Rating 13	47,75	114,88	41,8	173,32	222,89	2038,35	0,086	14,18	3,492	0	1	2	9	124 Sng. Helix		
Xist Rating 14	56	121,163	41,8	173,45	222,86	2055,26	0,086	14,18	3,498	0	1	2	9,5	132 Sng. Helix		
Xist Rating 15	64,21	127,446	41,8	173,55	222,83	2068,17	0,086	14,18	3,503	0	1	2	10	138 Sng. Helix		
Zkroucený pássek																
Tloušťka = 1,0 mm																
Délka/šířka = 8																
Šroubovicové př.																
Sklon = 8°																
Xist Rating 1	-44,72	39,482	41,8	191,28	252,08	2115,1	0,086	14,17	3,418	0	1	2	3	38 Sng. Helix		
Xist Rating 2	-35,58	45,765	41,8	191,54	251,98	2146,95	0,086	14,17	3,422	0	1	2	3,5	46 Sng. Helix		
Xist Rating 3	-26,53	52,048	41,8	191,71	251,92	2167,37	0,086	14,17	3,426	0	1	2	4	54 Sng. Helix		
Xist Rating 4	-17,38	58,331	41,9	191,86	251,87	2186,27	0,086	14,17	3,429	0	1	2	4,5	60 Sng. Helix		
Xist Rating 5	-8,29	64,614	41,9	191,97	251,84	2199,46	0,086	14,17	3,433	0	1	2	5	68 Sng. Helix		
Xist Rating 6	0,79	70,898	41,9	192,07	251,81	2211,75	0,086	14,17	3,436	0	1	2	5,5	74 Sng. Helix		
Xist Rating 7	9,86	77,181	41,9	192,12	251,8	2217,85	0,086	14,17	3,44	0	1	2	6	82 Sng. Helix		
Xist Rating 8	18,98	83,464	41,9	192,3	251,76	2239,94	0,086	14,17	3,443	0	1	2	6,5	88 Sng. Helix		
Xist Rating 9	28,06	89,747	41,8	192,43	251,67	2259,64	0,086	14,17	3,447	0	1	2	7	96 Sng. Helix		
Xist Rating 10	37,2	96,03	41,8	192,61	251,62	2282,68	0,086	14,17	3,451	0	1	2	7,5	104 Sng. Helix		
Xist Rating 11	46,33	102,313	41,8	192,78	251,55	2306	0,086	14,17	3,454	0	1	2	8	110 Sng. Helix		
Xist Rating 12	55,47	108,597	41,8	192,9	251,51	2323,62	0,086	14,18	3,458	0	1	2	8,5	118 Sng. Helix		
Xist Rating 13	64,73	114,88	41,8	193,03	251,47	2340,95	0,086	14,17	3,461	0	1	2	9	124 Sng. Helix		
Xist Rating 14	73,89	121,163	41,8	193,15	251,43	2357,92	0,086	14,18	3,465	0	1	2	9,5	132 Sng. Helix		
Xist Rating 15	83,01	127,446	41,8	193,24	251,4	2370,46	0,086	14,18	3,468	0	1	2	10	138 Sng. Helix		

Obrázek 4.42: Možnosti intenzifikace při záměně proudů 4/4.

## Příloha 14

<div>HTRI</div>		<div>Output Summary</div>		Page 1	
		Released to the following organization: VUT v Brne Tester			
Xist Ver. 7 SP1 18.05.2017 12:46 SN: 01016-1007468327				SI Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AEU Shell With Single helix Baffles					
See Data Check Messages Report for Warning Messages.					
See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		HOT		COLD	
Flow rate	(kg/s)	4,0200		4,3500	
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,0000	0,0000	0,1077	0,1104
Inlet/Outlet T	(Deg C)	213,40	155,00	115,34	151,72
Inlet P/Avg	(kPa)	30,000	28,280	4600,0	4600,0
dP/Allow.	(kPa)	3,440	0,000	0,000	0,000
Fouling	(m2-K/W)	0,000180		0,000350	
Exchanger Performance					
Shell h	(W/m2-K)	251,80	Actual U	(W/m2-K)	192,12
Tube h	(W/m2-K)	2217,8	Required U	(W/m2-K)	174,87
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MegaWatts)	0,5591
Cold regime	(--)	d No Phase Change	Eff. area	(m2)	76,363
EMTD	(Deg C)	41,9	Overdesign	(%)	9,86
Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AEU	Baffle type	(--)	Single helix
Shell ID	(mm)	440,00	Helix angle	(deg)	8,00
Series	(--)	1	Baffle crossing fraction		1,6009
Parallel	(--)	2	Central spacing	(mm)	280,00
Orientation	(deg)	0,00	Helical baffle sets	(--)	20,000
Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	52,553
Tube OD	(mm)	25,000	Shell outlet	(mm)	52,553
Length	(m)	6,000	Inlet height	(mm)	6,350
Pitch ratio	(--)	1,2800	Outlet height	(mm)	6,350
Layout	(deg)	30	Tube inlet	(mm)	77,927
Tubecount	(--)	80	Tube outlet	(mm)	77,927
Tube Pass	(--)	4			
Thermal Resistance; %		Velocities; m/s			
Shell	76,30	Shellside	8,61e-2		
Tube	10,83	Tubeside	14,17		
Fouling	11,86	Crossflow	8,61e-2		
Metal	1,01	Window	2,76e-2		

Obrázek 4.43: Tepelně-hydraulický výpočet konečného návrhu výměníku EN.